Ueber

Sulfit-Zellstoff-Ablauge.

Von der

Kgl. technischen Hochschule zu München

zur

Erlangung der Würde

eines

Doktors der technischen Wissenschaften

(Doktor-Ingenieurs)

genehmigte Dissertation

vorgelegt von

Dipl. Ing. Alexander Kumpfmiller.

Referent: Prof. Geh. Rat Egbert Ritter von Hoyer
Korreferent: Prof. Dr. Gustav Schultz.

MÜNCHEN 1909
Kgl. Hofbuchdruckerei Kastner & Callwey.

Ueber

Sulfit-Zellstoff-Ablauge.

Von der

Kgl. technischen Hochschule zu München

zur

Erlangung der Würde

eines

Doktors der technischen Wissenschaften

(Doktor-Ingenieurs)

genehmigte Dissertation

ACAD. INGG. NAT. BIBL.

vorgelegt von

Dipl. Ing. Alexander Kumpfmiller.

Referent: Prof. Geh. Rat Egbert Ritter von Hoyer
Korreferent: Prof. Dr. Gustav Schultz

MÜNCHEN 1909
Kgl. Hofbuchdruckerei Kastner & Callwey.

Meinem hochverehrten Lehrer
Herrn Prof. Geh. Rat Egbert Ritter von Hoyer
in aufrichtiger Verehrung gewidmet.

Der Verfasser.

Digitized by the Internet Archive
in 2026

https://archive.org/details/IA41555409_0075

Inhalt.

Einleitung 7
Methoden zur Gewinnung von Cellulose aus Holz 8
Berechnung der Holzmengen und Laugenmengen 10
Berechnung der Ablaugenmengen 14
Beschaffenheit der Abfallaugen 15
Behandlung der Ablaugen 17
Das Eindampfen der gereinigten Ablaugen 18
Ermittlung des Koeffizienten „K“ 24
Die Verdampfung der Ablaugen im Vakuum 27
Beschreibung und Berechnung von Ein- und Mehrkörper-apparaten 30
Ueber Vakuum-Zirkulations-Verdampfapparate 45
Ueber Verwertung der eingedickten Ablauge 50
Schlussbemerkung 55

Einleitung.

In dem Lehrbuche „Die Fabrikation des Papieres" von Egbert v. Hoyer heisst es im Vorwort:

„Von hervorragendster Bedeutung für die Papierindustrie ist der Ersatz der Hadernfasern durch andere Stoffe, vor allem durch Holzfasern, geworden und damit, infolge der Massenverwendung letzterer, die Frage nach der Grenze ihrer Verwendbarkeit."

Die Ersatzstoffe, welche an Stelle der Hadern zur Herstellung von Papier dienen sollen, müssen neben billigen Gestehungskosten auch die Möglichkeit der leichten Beschaffung genügender Mengen gewähren.

Dieser Ersatz wurde in dem Stroh und vor allem in dem Holze gefunden, und so hielten diese zwei Pflanzenfasern ihren siegreichen Einzug in die Papierfabrikation. Die Lumpen, die Jahrhunderte lang das Rohmaterial für die Papierfabrikation lieferten, wurden mehr und mehr verdrängt, und man darf wohl sagen, die Papierfabrikation trat in das Zeichen des Holzes ein.

Wurde das Holz durch mechanische Schleifbearbeitung — eine Erfindung von Gottfried Keller — in einen Zustand gebracht, der ihm als „Holzschliff" — Holzstoff — eine bleibende Verwendung, wenn auch zu minderwertigen Papieren, sicherte, so führte die Herstellung der Cellulose aus Holz mittelst chemischer Behandlung desselben zu einer vollständigen Umwälzung in der Papierfabrikation.

Der Zellstoff (die Cellulose) bildet den Hauptbestandteil der Zellwandungen jeder Pflanze, und er ist somit in der Natur einer der meist verbreitetsten Körper. Die Cellulose ist in keiner Pflanze rein zu finden, sondern die Holzzellen sind stets von organischen und anorganischen Stoffen umkleidet, sozusagen inkrustiert. Je nach Beschaffenheit und Bauart der Zellen einerseits, sowie nach Zusammensetzung der inkrustierenden Körper andererseits, wird der aus verschiedenen Hölzern gewonnene Zellstoff gleichfalls ganz verschieden sein. Bei der Herstellung des Zellstoffes bildet somit das Auflösen

der inkrustierenden Substanz zur Freilegung der Zellfaser die Hauptrolle.

Da die aus Holz gewonnene Cellulose länger und fester und verfilzungsfähiger in der Faser ist als die aus Stroh gewonnene Cellulose, so hat deshalb die Holz-Cellulose eine grössere Verwendung und grössere Bedeutung in der Papierfabrikation gewonnen als die Stroh-Cellulose.

Die Bedeutung der Holz-Cellulose für die Papierfabrikation geht am besten hervor aus den stetig steigenden Produktionsmengen von den ersten Anfängen der Fabrikation bis zum heutigen Tage.

Der Anfang der Sulfit-Zellstoffabrikation liegt etwa 30 Jahre zurück und betrug damals die Jahresproduktion zirka 3000 Tons im ganzen, während die jährliche Produktionsmenge in Deutschland allein sich im letzten Jahre (1908) bis auf 543 000 Tons gesteigert hat. Vom Jahre 1902 an betrug die Produktion von Cellulose in Deutschland (Statistik des Vereins deutscher Zellstoffabr.):

1902	292 635 Tons	1905	386 664 Tons
1903	304 574 „	1906	404 020 „
1904	350 402 „	1908	543 013 „

Für diese grossen Mengen Cellulose kommen ausschliesslich Nadelhölzer (Fichten- und in geringeren Mengen auch Kiefer) in Frage, und da zur Herstellung einer Tonne Cellulose durchschnittlich 4,4 Festmeter Holz nötig sind, so wurden beispielsweise im Jahre 1908 zur Erzeugung dieser 543 000 Tons Cellulose 2,4 Mill. Festmeter Holz verarbeitet. Aus diesen Zahlen geht hervor, welche Bedeutung die Zellstoffindustrie auch für die Forstwirtschaft gewonnen hat.

Methoden zur Gewinnung von Cellulose aus Holz.

> Unter Holz versteht man im weiteren Sinne die Stämme, Aeste und Wurzeln der Bäume, im engeren Sinne jedoch nur die unter dem Baste dieser Teile liegenden Partien.
>
> Hoyer, Papierfabrikation.

Das Holz besteht aus dem Zellstoff ($C_6H_{10}O_5$) und aus dem diese Zellfasern (Faserbündeln) inkrustierenden Körper, „Lignin" genannt ($C_{19}H_{24}O_{10}$). Bei der Herstellung von Cel-

lulose ist also die Hauptaufgabe darin zu suchen, diese Zellfasern möglichst rein und frei von der inkrustierenden Substanz zu bekommen, bezw. diese Ligninsubstanz so in Auflösung zu bringen, dass die Zellfaser möglichst wenig von diesem Lösungsmittel angegriffen wird. Je weniger also die Zellfasern beim Lösungsverfahren angegriffen werden, desto besser wird das Endprodukt, die Cellulose, sein.

Es gibt verschiedene Lösungsmittel für das Lignin, die wiederum verschieden in ihren Wirkungen sind, und so drückt jedes Lösungsmittel dem fertigen Endprodukt den Stempel seiner Eigenart auf.

Je nachdem man nun Säuren oder Alkalien zum Lösen der Inkrusten des Holzes nimmt, ergibt sich das Säure- oder Natronverfahren.

Payen hat 1840 Salpetersäure als Lösungsmittel angewandt (Säureverfahren). 1852 stellten Coupier u. Mellier Versuche mit alkalischen Lösungen an (Natronverfahren). 1860 verwendete Eckmann die schweflige Säure in gebundener Form von Magnesiumsulfit als Lösungsmittel (Sulfitverfahren).*)

Die Nadelhölzer, welche für die Herstellung von Cellulose in Frage kommen, zeigen keinen grossen Unterschied in der chemischen Zusammensetzung der Cellulose, und so kann der Unterschied der Hölzer nur lediglich auf die Zusammensetzung der Inkrustationen zurückgeführt werden. Die Verschiedenheit in dem Charakter der Cellulose selbst basiert deshalb lediglich in dem Auflösen der Ligninsubstanz, bezw. in dem Anwenden verschiedener Lösungsmittel.

Während das Säureverfahren nach Payen heute für die Praxis wohl kaum mehr in Frage kommt, hat anderseits das Sulfitverfahren gegenüber dem älteren Natronverfahren sich zu einer kaum zu erwartenden Ausdehnung entwickelt, so zwar, dass, wenn von Cellulose überhaupt die Rede ist, man fast nur das Sulfitverfahren im Auge hat. Der Bedeutung dieses Verfahrens entsprechend, soll auch nur dieses in den Bereich der folgenden Untersuchungen gezogen werden.

(Das Sulfitverfahren hat sich zu einer Grossindustrie entwickelt, die sich heute ebenbürtig ihrer Schwesterindustrie, der Papierfabrikation, zur Seite stellt, wenn man nicht vielleicht den riesigen Aufschwung der Papierfabrikation der Sulfit-Zellstoffindustrie zuzuschreiben hat.)

---

*) Hoyer, Papierfabrikation.

Berechnung der Holzmengen und Laugenmengen pro cbm Kocherinhalt.

Die chemische Behandlung des Holzes zwecks Herstellung von Cellulose besteht, wie schon früher erwähnt, in dem Kochen des gereinigten und zerkleinerten Holzes mit Alkalien oder Säuren behufs Auflösen des Lignins in der Kochflüssigkeit. Dieses Kochen findet in geschlossenen Gefässen (Kochern) unter höherer Temperatur und entsprechend höherem Druck statt, wobei es selbstverständlich ist, dass das zu kochende zerkleinerte Holz ganz von der Lösungsflüssigkeit bedeckt sein muss.

Anmerkung: Da es allgemein in der Praxis üblich ist, das Holz nach Raummeter einzukaufen, so habe ich bei allen meinen Berechnungen stets das Raummeter-Mass zugrunde gelegt, und zwar in dem allgemein üblichen Verhältnis vom Festmeter zum Raummeter wie 7 : 10.

Die klimatischen und die Bodenverhältnisse haben auf das Wachstum des Holzes einen ganz bedeutenden Einfluss, daher ist die Qualität des Holzes von verschiedenen Ländern sehr verschieden, namentlich in bezug auf die Dichtigkeit; deshalb habe ich meine Versuche stets mit verschiedenen Holzsorten gemacht und die gefundenen Werte dann als Durchschnittswerte genommen.

Ein Raummeter Holz, in für die Kochung geeignetem zerkleinerten Zustande, nimmt einen Raum ein von ca. 2200 cdm
(1) (20 mm Schnittlänge der Hackmaschine), wobei der kubische Inhalt des Holzes selbst 700 cdm ist.

Man wird also zur Füllung eines Kochers, dessen Raum-
(2) inhalt „J" ist, $\frac{J}{2{,}2 \text{ cbm}} = x$ Raummeter Holz gebrauchen.

Die Kocher werden aus praktischen Gründen nicht ganz bis oben hin gefüllt, sondern es bleibt über dem Holze ein freier Raum von etwa 0,5—0,6 m Höhe. Die Holzmengen, die man in einen liegenden und in einen stehenden Kocher gleicher Grösse füllen kann, sind ungefähr gleich, wie aus dem folgenden Beispiel hervorgeht:

Nimmt man einen liegenden Kocher (Fig. 1) und einen stehenden Kocher (Fig. 2) von je 4 m Durchmesser und je 10 m Länge bezw. Höhe und füllt die beiden Kocher mit Holz derart, dass über dem Holze noch ein freier Raum von

0,6 m bleibt, so wird der liegende Kocher (Fig. 1) einen Füllraum von

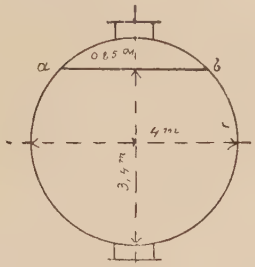


Fig. 1.

$$3{,}14 \times 4 = 12{,}56 \text{ qm}$$
$$\underline{\quad - \ 0{,}85 \ \text{„}}$$
$$= 11{,}71 \text{ qm}$$
$$11{,}71\text{qm} \times 10 \text{ m} = 117 \text{ cbm.}$$

haben.

Zum Füllen dieser 117 cbm Kocherraum sind nach vorheriger Berechnung (1) $\frac{117}{2{,}2}$ = 53,18 Raummeter Holz nötig. (3)

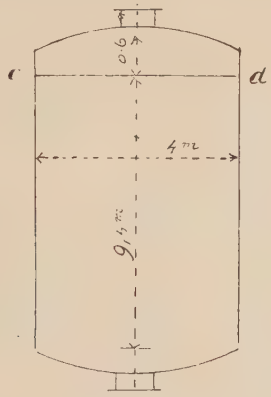


Fig. 2.

Der stehende Kocher (Fig 2) hat einen Rauminhalt von 12,56 × 10 = 125,6 cbm. Soll dieser ebenfalls bis auf eine Höhe von 0,6 m von oben an gerechnet mit Holz gefüllt

werden, so sind zum Füllen dieser 118 cbm ($12{,}56 \times 9{,}4$
(4) $= 118$) nach vorhergehender Berechnung (1) $\frac{118}{2{,}2} = 53{,}6$
Raummeter Holz nötig.

Günstiger gestaltet sich das Füllungsvermögen, wenn man beim Füllen der Kocher mit Holz dieses durch Einstampfen in dichtere Form bringt, was namentlich bei stehenden Kochern sich leicht durchführen lässt. Ein Raummeter Holz in zerkleinertem, aber eingestampften Zustande nimmt dann einen Raum von ca. 2000 cdm ein, gegenüber 2200 cdm in ungestampftem Zustande.

Nach „5" wird man dann den Kocher statt mit 53 Raum-
(5) meter Holz mit $\frac{118}{2} = 59$ Raummeter Holz füllen können,
und somit wird dann die Ausbeute aus einer Kocherfüllung um rund 10% grösser werden.

Anmerkung: Die Kochlauge (Frischlauge) muss dann aber auch so beschaffen sein, dass sie imstande ist, dieses Mehr von Holz aufzuschliessen.

Die Frage nach Beschaffenheit der Kochlauge bezw. der richtigen Zusammensetzung der Kochlauge in bezug auf schweflige Säure und Kalk gehört nicht in den Rahmen dieser Arbeit und würde zu weit führen.

Bei liegenden Kochern lässt sich das Einstampfen des Holzes nur etwa bis auf eine Höhe von 2 m durchführen, weil dann die Arbeiter nicht mehr aufrechtstehend arbeiten können, während man bei stehenden Kochern das Einstampfen bis fast oben hin gut vornehmen kann.

Aus diesem Grunde wird bei eingestampften Füllungen der stehende Kocher immer etwas mehr Ausbeute geben als ein gleich grosser liegender Kocher.

Nicht unerwähnt will ich lassen, darauf hinzuweisen, dass bei gewöhnlicher uneingestampfter Füllung pro Kubikmeter Kocherinhalt in einen stehenden Kocher eine Kleinigkeit mehr Holz eingefüllt werden kann, weil die Höhen der Holzmassen in stehenden Kochern grösser sind als in liegenden Kochern und der Druck auf die unteren Schichten deshalb ein grösserer ist. Das Holz wird sich somit im stehenden Kocher, ohne einzustampfen, dichter legen als im liegenden Kocher. Man geht in der Praxis nicht fehl, wenn man bei stehenden Kochern, die jetzt fast ausschliesslich genommen werden und fast ausschliesslich uneingestampft gefüllt werden, für

1 Raummeter zerkleinertes Holz 2,1 cbm Kocherinhalt rechnet.

Die Holzmenge, die in einen stehenden Kocher vom Inhalt J gefüllt werden kann, berechnet sich nach der Formel:

$$\frac{J}{2{,}1} = x \text{ Raummeter Holz.} \quad (6)$$

Die Zwischenräume (Hohlräume) werden dann pro Raummeter zerkleinertes Holz (1 Raummeter = 0,7 Festmeter) 2100 — 700 = 1400 cdm ausmachen. Man gebraucht demnach für 1 Raummeter Holz mindestens 1400 Liter Kochlauge, (7) um das Holz vollständig bedeckt zu haben. Je nachdem das Holz mehr oder weniger trocken ist, wird es nach dem Zusammenbringen mit der Kochlauge einen Teil derselben aufsaugen; man wird deshalb pro Raummeter Holz etwas mehr als 1400 Liter Kochlauge gebrauchen.

Man kann bei abgelagertem lufttrockenem Holze auf 30 Raummeter = 21 Festmeter, etwa 1 cbm Kochlauge rechnen, die das Holz aufsaugt, das ist ungefähr 2,5% der Laugen- (8) menge, die zum Bedecken des Holzes nötig ist.

In dem praktischen Betriebe hat es sich auch gezeigt, dass es nicht genügt, wenn die Kochlauge das Holz gut bedeckt, sondern dass es notwendig ist, dass die Holzoberfläche mit Lauge in einer Höhe von etwa 0,3 m überdeckt ist. Diese Laugenmengen, die man dann nötig hat, um das Holz gut überdeckt zu haben, wird bei liegenden Kochern pro Raummeter in den Kocher gefüllten Holzes grösser sein als bei stehenden Kochern. Nimmt man beispielsweise wieder einen liegenden Kocher (Fig. 1) und einen stehenden Kocher (Fig. 2) von je 4 m Durchmesser und je 10 m Länge bezw. 10 m Höhe, also von gleichem Inhalt, und füllt die beiden Kocher bis zur Höhe von 0,6 m von oben an gerechnet mit Holz, so wird die mit Lauge zu bedeckende Holzfläche a b bei einem liegenden Kocher 2,86 × 10 = ca. 28,6 qm sein, während bei einem stehenden Kocher die zu bedeckende Holzfläche c d 3,14 × 4 = 12,56 qm ist.

Man wird also bei einem stehenden Kocher etwa die Hälfte der Laugenmenge gebrauchen zur Ueberdeckung des Holzes mit Lauge gegenüber einem liegenden Kocher bei gleichem Laugenstande über dem Holze.

Die Gesamt-Laugenmenge, die man pro 1 Raummeter Holz gebraucht, setzt sich also zusammen

1. aus der Menge, die nötig ist, um das Holz bedeckt zu bekommen (nach 7);
2. aus der Menge, die das Holz aufsaugt (nach 8);
3. aus der Menge, die zum Ueberdecken des Holzes nötig ist.

Diese Gesamtlaugenmenge berechnet sich dann: Ein ausgemauerter stehender Kocher von 4 m lichter Weite und 10 m Höhe soll mit zerkleinertem uneingestampften Holze gefüllt werden. Nach (4) und (6) sind dazu $\frac{118}{2,1} = 56$ Raummeter Holz nötig.

Diese 56 Raummeter Holz erfordern (nach 7) $= 56 \times 1400$	= 78 400 l	Kochlauge,
zu dieser Menge kommen noch (nach 8) 2,5%	= 1 960 l	„
und zum Ueberdecken des Holzes mit Lauge in Höhe von 0,3 m sind erforderlich $12,56 \times 0,3$	= 3 768 l	„
	im ganzen 84 128 l	Kochlauge.

Rechnet man ferner die Ausbeute an Cellulose aus 1 Raummeter inländischen Holzes mit 150 kg, so ergeben die 56 Raummeter Holz = 84 000 kg Cellulose, wozu 84 128 Liter
(10) Kochlauge nötig waren. Für 100 kg Cellulose sind demnach 1000 Liter Kochlauge erforderlich, eine Zahl, die mit der Praxis sehr gut übereinstimmt.

Berechnung der auf 100 kg Cellulose entfallenden Menge Ablauge.

Wenn der Auflösungsprozess (Kochprozess) beendet und die Lauge abgelassen ist, bleibt noch eine bestimmte Menge Ablauge in der fertiggekochten Holzmasse zurück, und zwar ca. 20—25%, so dass nicht das ganze in den Kocher gegebene Quantum Kochlauge beim Ablassen des Kochers als Ablauge fortgeht. Nach dem vorher angezogenen Beispiel werden von den 84 cbm Kochlauge (Frischlauge) nur etwa rund 60 cbm nach beendeter Kochung zum Ablassen kommen, während der Rest von Abfallauge in der gekochten Holzmasse zurückbleibt, der dann mit dem Kühlwasser und mit dem Abwasser im Wäschereibetrieb fortgespült wird.

Unter dieser Berücksichtigung wird man also auf 100 kg fertige Cellulose nur 750—800 Liter Abfallauge rechnen können, welche Menge für eine eventuelle Weiterverarbeitung allein in Frage kommt.

Anmerkung. Bei diesen Ermittlungen ist die Voraussetzung die der indirekten Heizung im Kocher, wobei also eine Vermehrung der Kocherlauge durch Kondensation des Heizdampfes ausgeschlossen ist.

Beschaffenheit der Ablaugen.

Die Ablaugen enthalten genau so wie die frischen Kochlaugen freie und gebundene schweflige Säure und ausserdem die Ligninsubstanz des Holzes in Verbindung mit Kalk, Schwefel usw. (ligninsulfosaurer Kalk).

Nach Analysen von Professor K. B. Lehmann, Würzburg, („Die Verunreinigung der Saale", S. 75) enthält 1 Liter Kocherablauge

90,0 g Rückstand,
75,0 g Glühverlust (resp. organische Substanz), (11)
15,0 g Asche,
1,7 g Schwefelsäure,
5,7 g schweflige Säure.

In einem Kubikmeter Abfallauge sind somit 75 kg organische Substanz enthalten, eine immerhin ganz beachtenswerte Menge. (12)

Aus einer Kochung von z. B. 56 Raummeter Holz erhält man dann $56 \times 150 = 8400$ kg Cellulose (nach 9) und ca. 84 000 Liter Ablauge. In diesen 84 cbm Ablauge sind (nach 12) $84 \times 75 = 6300$ kg organische Substanz enthalten. Von diesem Quantum entfallen dann (nach 10) ca. 5000 kg organische Substanz auf die Abfallauge, die nach beendigter Kochung abgelassen wird, während der Rest von ca. 1300 kg organischer Stoffe in der gekochten Holzmasse zurückbleibt und mit dem Kühlwasser bezw. Wäschewasser in sehr starker Verdünnung fortgespült wird.

Legt man diese Zahlen der Gesamtproduktion von Cellulose in dem Jahre 1908 in Deutschland zugrunde, so wurden in diesem Jahre bei der Produktion von etwa 543 000 Tons Cellulose ca. 320 000 Tons organische Substanz mit den Ablaugen abgeführt.

Man sieht daraus, welche bedeutende Mengen von organischer Substanz jährlich unbenutzt abgeführt werden, und andererseits geht daraus hervor, wie wohlberechtigt die Bestrebungen sind, eine Verwertung für diese organische Substanz zu finden.

In den Ablaugen verschiedener aufeinanderfolgender Kochungen variiert der Gehalt an schwefliger Säure ebensosehr wie der Prozentgehalt der organischen Substanz, weil sowohl der Gehalt an schwefliger Säure wie auch der Gehalt der organischen Substanz abhängig ist von der Art und Weise, wie der Kochprozess geführt wird. Der Gehalt an organischer Substanz wird in den Ablaugen dann am grössten sein, wenn der Lösungsprozess während der Kochung dem Sättigungsgrad der Lauge am nächsten kommt.*)

Die freie schweflige Säure, die sich aus der Kochlauge während des Kochens ausscheidet, wird durch das Abgasen während des Kochprozesses und hauptsächlich vor Beendigung desselben wiedergewonnen, und je nach der Abgasung richtet sich auch der Gehalt an freier schwefliger Säure in der Ablauge selbst. Der Gehalt an freier schwefliger Säure in der Ablauge schwankt zwischen 0,3—0,57 Prozent

Zur Gewinnung dieser schwefligen Säure aus den Ablaugen sind verschiedene Versuche gemacht worden, die aber bis jetzt zu keinem dauernden praktischen Resultate geführt haben. (D. R. P. 81 338 Kumpfmiller-Schultgen. Papierzeitung, 1905, S. 2030. Verfahren Dr. Frank, Charlottenburg.)

Für die Verwertung der Ablauge kommt also die in derselben enthaltene organische Substanz in erster Linie in Frage. Da die organische Substanz sich aber in so stark verdünntem Zustande in der Ablauge findet, andererseits es bis jetzt aber nicht gelungen ist, diese organische Substanz praktisch aus den Ablaugen ausfällen zu können, so bleibt für diese Gewinnung nur das Eindampfen der Ablauge übrig, welchem Eindampfen sich aber grosse Schwierigkeiten entgegenstellen, ganz abgesehen davon, dass der dazu nötige Brennstoffaufwand ein sehr grosser ist.

Wenn dann das Endprodukt der Eindampfung — die konzentrierte Ablauge — nicht durch eine lohnende Verwertung

*) Hoyer, Papierfabrikation Seite 212.

die Kosten des Eindampfens aufwiegt, dann ist eine Eindampfung der Ablauge ein den Betrieb sehr schwer belastendes Moment.

Behandlung der Abfalllauge vor dem Eindampfen (Reinigungsverfahren).

Wenn man die Analyse der Ablauge (siehe 11) betrachtet, so findet man, dass der Gehalt an schwefliger Säure ziemlich gross ist, selbst bei gut abgegasten Laugen; die Ablaugen sind daher stark sauer und können deshalb nicht ohne weiteres in allgemein gebräuchlichen Eindampfapparaten, die ja vorwiegend aus Eisen bestehen, eingedampft werden.

Will man eiserne Apparate zum Eindampfen anwenden, so muss man die saure Lauge vorher neutralisieren (mit Aetzkalk-Soda), und will man andererseits dieses umständliche Neutralisieren vermeiden, so muss man Verdampfapparate in Anwendung bringen, bei denen alle mit der sauren Ablauge in Berührung kommenden Teile aus Kupfer, Blei oder Bronze gemacht sind. Solche Eindampfapparate sind aber viel zu teuer in der Anschaffung.

Da es sich beim Eindampfen der Abfallaugen bekanntlich um sehr grosse Mengen handelt, die vorher neutralisiert werden müssen, so muss das zum Abstumpfen der Säure verwendete Alkali möglichst billig sein und auch leicht beschafft werden können, und schon deshalb allein wird der Aetzkalk in erster Linie in Frage kommen.

Wird die Ablauge mit Aetzkalk versetzt, so wird die freie schweflige Säure an Kalk gebunden unter Bildung von schwefligsaurem Kalk, und da sich dann keine freie schweflige Säure mehr vorfindet, so wird auch der schwefligsaure Kalk, der vorher in Lösung war, zur Ausscheidung gelangen.

Bei dem Versetzen der Abfallauge mit Aetzkalk wird es ganz unvermeidlich sein, dass Kalk im Ueberschuss in der abgestumpften Abfallauge vorhanden ist. Dieser Ueberschuss an Kalk wirkt aber auch insofern nachteilig, weil er beim Absetzen einen Teil der organischen Substanz mitreisst und andererseits die Laugen stark alkalisch macht. Derartige Laugen verursachen dann noch leichter Krustenbildung und Ablagerungen auf den Heizröhren der Verdampfkörper.

Es ist deshalb notwendig, dass die mit Kalk versetzten Ablaugen vor dem Eindampfen durch Filtrieren oder längeres Absetzen geklärt werden.

Das Filtrieren der Ablaugen kann man mit Holzwolle oder Kies, Koksfilter oder Filterpressen bewerkstelligen. Dabei tritt aber ein verhältnismässig schnelles Verschlammen der Filtermasse auf, wodurch lästige Betriebsstörungen auftreten, die nur durch häufiges Reinigen der Filtermasse behoben werden können. Betriebssicherer und einfacher ist es, diese mit Kalk versetzten Laugen durch Absetzen in grossen Bottichen klar zu bekommen, was allerdings lange Zeit in Anspruch nimmt und eine ausgedehnte Anlage zum Klären bedingt. Das Versetzen der Ablauge mit Aetzkalk ist auch nicht so einfach, da der Kalk in wässeriger Lösung (Kalkmilch) nicht verwendet werden kann, um nicht die Eindampfflüssigkeiten zu vermehren. Zu bemerken ist noch, dass mit Aetzkalk abgestumpfte Ablaugen überhaupt nicht klar filtriert werden können, sowie, dass derartige Ablaugen auch durch noch so langes Absetzen nicht klar zu bekommen sind.

Verwendet man statt Aetzkalk Soda zum Abstumpfen der Laugen, so werden alle die Nachteile vermieden, die das Versetzen mit Aetzkalk im Gefolge hat. Man erhält dann viel leichter zu filtrierende oder sich leichter absetzende Flüssigkeiten, und die Filteranlagen können infolgedessen kleiner genommen werden.

Die mit Soda gereinigten Abfallaugen verursachen keine nennenswerten Verkrustungen der Heizröhren. Das Abstumpfen mit Soda gibt aber erheblichere Mehrkosten gegenüber dem billigen Aetzkalk. Ein Teil dieser Mehrkosten wird allerdings wieder ausgeglichen durch den geringeren Aufwand an Brennmaterial beim Eindampfen infolge Reinbleibens der Heizröhren. (Auf dieses Soda-Verfahren komme ich nochmals zu sprechen bei Verwertung der eingedickten Ablaugen.)

Das Eindampfen der gereinigten Ablaugen

kann auch in eisernen Apparaten erfolgen, ohne Gefahr zu laufen, dass dieselben durch Säure zerstört werden.

Die verschiedensten und zahlreichen Versuche, die ich mit diesen Ablaugen angestellt habe, haben aber gezeigt, dass selbst bei sehr gut gereinigten Ablaugen die erschwerenden

Umstände, die sich vereinzelnd beim Eindampfen von verschiedenen, sehr schwer zu verdampfenden Flüssigkeiten, wie Aetznatronlaugen, Kalilaugen, Chlornatriumlaugen usw. einstellen, sich alle hier vereint zusammen finden.

Das Wärmeleitungsvermögen der Zellstoff-Ablaugen ist im allgemeinen selbst bei niedrigem spezifischen Gewicht ein schlechtes und nimmt ausserdem stetig mit zunehmender Konzentration ab (siehe Tabelle I—III). Die Siedetemperatur der Ablaugen vom spez. Gewicht über 20° B. liegt über 100° C.

Lauge von 20° B. erreicht den Siedepunkt bei 101° C.
„ „ 25° B. „ „ „ „ $102^1/_2$° C.
„ „ 30° B. „ „ „ „ 103° C.
„ „ 36° B. „ „ „ „ $103^1/_2$° C.

Die Ablaugen von etwa 4—5° B. kochen anfänglich lebhaft und haben auch starke Neigung zum Ueberkochen. Mit zunehmender Konzentration verringert sich die Lebhaftigkeit des Kochens, und es tritt allmählich ein Zustand der Ruhe ein. Die Wärmeaufnahme scheint aufzuhören, und nur durch lebhafte, künstlich erzeugte Bewegung kann man die Wärmeaufnahme bezw. -abgabe fördern.

Ohne künstlich hervorgerufene Bewegung überzieht sich die Flüssigkeitsoberfläche mit einer Hautschicht, die gleichsam die Wärmeabgabe verhindert. Werden diese Laugen in offenen Pfannen eingedampft, so neigen sie zum Anbrennen am Boden. Je niedriger die Temperatur beim Eindampfen gehalten wird, desto heller bleiben die Laugen, was für manchen Verwendungszweck von Vorteil ist (Gerbextrakt, Gerbleim). Schon aus diesem Grunde wird man die Eindampfung im Vakuum vornehmen.

Aus der grossen Reihe der Vakuum-Eindampfsysteme wird dasjenige System am besten zur Anwendung kommen, das die grösste Bewegung der Lauge während des Eindampfens verspricht. Die rechnerische Bestimmung der Grösse der Heizflächen von den Eindampfapparaten hängt von dem Wärmeleitungskoeffizienten der Laugen ab, und ohne diesen Wärmeleitungskoeffizienten „K" der Ablaugen zu kennen, ist jede rechnerische Bestimmung der Heizflächen ganz unmöglich.

Die Ablaugen, wie sie von den Kochern abgelassen werden, haben ein spezifisches Gewicht von 4—7° B., und sie erfahren in dieser Hinsicht keine nennenswerte Aenderung durch das vorbenannte Reinigungsverfahren.

Anmerkung: Eine Kocherablauge von 1,0516 spez. Gewicht hatte nach Zusatz von Aetzkalk und nach gutem Filtrieren ein spez. Gewicht von 1,0522, während dieselbe Ablauge, mit Soda abgestumpft, 1,0521 spez. Gewicht zeigte.

Diese Laugen kochen nun wie alle Flüssigkeiten von ähnlichem spezifischen Gewicht bei kleinem Flüssigkeitsquerschnitt und hoher Flüssigkeitssäule anfangs sehr lebhaft. Die Ursache liegt in der Bildung von Dampfblasen unter höherem Druck infolge der darüber lastenden Flüssigkeitssäule, welche Dampfblasen nach oben steigen und dann platzen bezw. eine wirbelnde Bewegung auf der Oberfläche der Flüssigkeit hervorrufen.

Ist dagegen die Flüssigkeitssäule sehr niedrig, so können diese Dampfblasen viel leichter nach oben steigen, und sie platzen, ohne die Oberfläche in starke Bewegung zu versetzen, weil ja der Druck auf diese Dampfblasen infolge der geringeren Flüssigkeitshöhe nicht so gross ist. Es wird deshalb auch die Höhe der Flüssigkeitssäule (Laugenstand) in den Vakuumapparaten einen Einfluss auf die Leistung derselben ausüben, wie folgendes Beispiel zeigt:

Denken wir uns einen zylindrischen Heizkörper von 1 m Durchmesser und 2 m Höhe, der mittels Luftpumpe evakuiert werden kann (Fig 3).

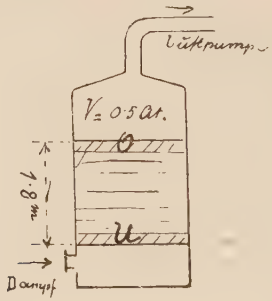


Fig. 3.

Die zu verdampfende Flüssigkeit soll 1,8 m hoch im Apparat stehen — und ein spez. Gewicht = 1 haben —, es wird dann entsprechend der Flüssigkeitshöhe auf die unterste Schicht U ein Mehrdruck von 0,1746 Atmosphären ausgeübt.

Der Siedepunkt der obersten Flüssigkeitsschicht ist ent-

sprechend dem Druck von z. B. 0,5 Atmosphären = 82° C. und derjenige der untersten Schicht U entsprechend dem Druck:

$$0{,}1746 \times 0{,}5 = 0{,}6746 = 89^{0}\ \text{C.}$$

Die Siedetemperatur in diesem Heizkörper wird also von 82° C. nach unten stetig zunehmen bis auf 89° C., und somit wird die mittlere Siedetemperatur 85,5° C. sein.

Denken wir uns nun unter sonst gleichen Verhältnissen den Flüssigkeitsstand im Heizkörper statt 1,8 m wie oben, nur 0,3 m hoch, so wird der Siedepunkt der obersten Flüssigkeitsschicht wieder bei 82° C. sein, während er für die unterste Schicht, entsprechend dem Mehrdruck von 0,0291 Atmosphären, ca. 83° C. ist. Die mittlere Siedetemperatur wird somit 82,5° C. sein.

Wir haben also eine mittlere Siedetemperatur
im ersteren Falle von 85,5° C.
„ zweiten „ „ 82,5° C.
folglich eine um 3° C. ungünstigere Siedetemperatur im Heizkörper mit höherem Laugenstand.

Die Leistungsfähigkeit in Bezug auf Verdampfen ist ja bekanntlich abhängig von dem Temperaturgefälle, das ist die Temperaturdifferenz zwischen Heizdampftemperatur und Siedetemperatur der zu verdampfenden Flüssigkeit.

Bezeichnet man mit Q die Wärmemenge, die durch die Heizfläche F des Verdampfapparates hindurchgeht, bei einer Temperaturdifferenz d, und ist K der Wärmeleitungskoeffizient für eine bestimmte Flüssigkeit, der für diese Flüssigkeit konstant ist, so ist

$$Q = F \cdot d \cdot K \tag{13}$$

und

$$F = \frac{Q}{d \cdot K} \tag{14}$$

Aus dieser Gleichung ersieht man also, dass F um so grösser wird, je kleiner d ist. Je grösser aber die Heizflächen werden müssen, desto teurer werden die Apparate, während eine Vergrösserung von d sich ohne besondere Kosten der Anlage durchführen lässt.

Nehmen wir für beide vorhin erwähnte Beispiele als Heizdampftemperatur (Abdampf) 100° C., so ist die Temperaturdifferenz

im ersteren Falle = 100 — 85,5 = 14,5° C.
„ zweiten „ = 100 — 82,5 = 17,5° C.

Es ist also der Heizkörper mit niedrigerem

Laugenstand um ca. 20% leistungsfähiger. Bei Heizkörpern mit hohem Laugenstand tritt zu diesen ungünstigen Verhältnissen in bezug auf Temperaturdifferenz noch hinzu das leichte Ueberkochen und der damit verbundene Verlust an der Eindampfflüssigkeit. Aus dieser Betrachtung ergibt sich allgemein, dass ein Verdampfapparat in jeder Beziehung um so günstiger arbeitet, je niedriger die zu verdampfende Flüssigkeit im Apparat steht.

In der Praxis ist es nicht immer durchführbar, den Flüssigkeitsstand in einem Heizkörper möglichst niedrig zu halten, da die Flüssigkeitshöhe von der Konstruktion der Heizapparate abhängig ist. Hat man z. B. ein stehendes Röhrenheizsystem, so müssen die Heizröhren eine grössere Länge (Höhe) haben, um die erforderliche Heizfläche zu bekommen, da man den Durchmesser des Heizapparates schon aus konstruktiven Gründen nicht beliebig gross machen kann. Da die Heizröhren von der Flüssigkeit vollständig bedeckt sein müssen, so ist die Flüssigkeitshöhe von der Höhe der Heizröhren abhängig. Bei der Anordnung liegender Heizkörper ergibt sich von selbst eine kleinere Flüssigkeitshöhe. Ebenso kann es aber vorkommen, dass die Temperaturdifferenz d nicht an allen Stellen gleich ist. Bei nicht genügender Menge Heizdampf oder bei Erwärmung einer Flüssigkeit mit einer sehr langen Heizschlange findet man, dass an der Dampfeintrittsstelle die Flüssigkeit lebhafter kocht als am Ende des Heizrohres. Die Temperaturdifferenz ist eben an der Eintrittsstelle des Dampfes grösser als an der Austrittsstelle — für die Rechnung wird man deshalb eine mittlere Temperaturdifferenz = dm zwischen Heizdampf und siedender Flüssigkeit annehmen müssen —, die aber nicht das arithmetische Mittel zwischen Temperaturdifferenz im Anfang und Temperaturdifferenz am Ende ist.*)

Hält man nun in einem Heizapparat die Flüssigkeit konstant auf der Siedetemperatur, so ändert nur der Heizdampf seine Temperatur, er wird von der Eintrittstemperatur t_0 auf die Endtemperatur t_1 beim Austritt sinken.

Bezeichnen wir in einem Koordinatensystem (Fig. 4) mit

t_0 = die Anfangstemperatur des Heizdampfes
t_1 = die Endtemperatur „ „

*) Grasshof, Theor. Maschinenlehre, S. 946.

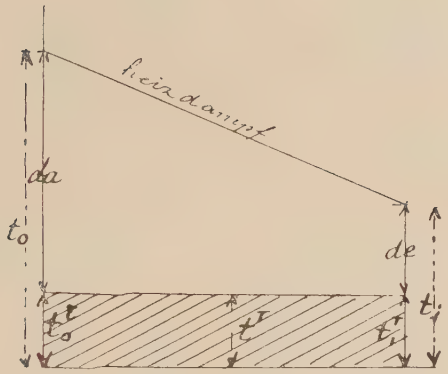


Fig. 4.

t'_0 = die Anfangstemperatur der Flüssigkeit
t'_1 = die Endtemperatur „ „
t' = die Siedetemperatur „ „
F = die Heizfläche des Apparates
Q = die zu übertragende Wärmemenge in Kalorien
K = den Wärmeleitungskoeffizienten der Flüssigkeit
da = die Temperaturdifferenz zwischen Heizdampf und der Flüssigkeit am Anfang
de = die Temperaturdifferenz am Ende,

so findet für den obigen Fall statt:

$$da = t_0 - t'_0 \tag{15}$$

$$de = t_1 - t'_1 \tag{16}$$

$$t'_0 = t'_1 = t' \tag{17}$$

und für

$$Q = F \cdot K \cdot d \tag{18}$$

$$F = \frac{Q}{K} \times \frac{1}{d} = \frac{Q}{K} \cdot \frac{\ln \frac{t_0 - t'}{t_1 - t'}}{t_0 - t_1} \tag{19}$$

Bestimmt man Q aus dieser Gleichung, so ist:

$$Q = F \cdot K \frac{(t_0 - t_1)}{\ln \frac{t_0 - t'}{t_1 - t'}} \tag{20}$$

worin

$$d = \frac{t_0 - t_1}{\ln \frac{t_0 - t'}{t_1 - t'}} \tag{21}$$

$$d = \frac{(da + t'_0) - (de + t'_1)}{\ln \frac{(da + t_0') - t'}{(de + t') - t'}} = \frac{da - de}{\ln \frac{da}{de}} \qquad (22)$$

$$Q = F \cdot K \cdot \frac{da - de}{\ln \frac{da}{de}} \qquad (23)$$

Aus der Gleichung (23) ergibt sich weiter, dass die Wärmemenge, die durch die Heizfläche F hindurchgeht, abhängig ist von dem Koeffizienten K.

K ist aber abhängig einmal von der Beschaffenheit der Heizflächen und von der Flüssigkeit selbst.*)

Dieser Koeffizient K kann nur durch Versuche bestimmt werden; ich habe nun eine ganze Reihe von Versuchen angestellt und aus diesen Versuchen den Wert von K berechnet.

Ermittlung des Wärmeleitungskoeffizienten K für Sulfit-Ablaugen.

Das Wärmeleitungsvermögen der Metalle, z. B. Kupfer, Eisen, Blei, ist verschieden. Da nun Kupfer bekanntlich am besten die Wärme leitet, andererseits Kupfer auch gegen schweflige Säure sehr widerstandsfähig ist und nebenbei auch eine gute Verarbeitung zulässt, so hat sich Kupfer in der Sulfit-Zellstoffabrikation zur Herstellung diverser Apparate am besten bewährt. Aus diesem Grunde kommt Kupfer zur Herstellung von Verdampfapparaten für Abfallaugen fast ausschliesslich in Frage, und ich habe meine Versuche deshalb auch nur mit kupfernen Heizröhren ausgeführt.

Die Versuche zur Bestimmung von K habe ich mit einem Kupferrohr von 0,3833 qm Heizfläche gemacht; das Rohr befand sich in einem ausgebleiten, mit Holz gut isolierten Kasten, das Rohr selbst war mit Entlüftungshähnen versehen, mit Manometer und Thermometer ausgestattet und für Abscheidung des Kondenswassers mittels gutgehendem Kondenstopf war Vorsorge getroffen. Der Apparat war ferner so eingerichtet, dass ich bequem von 5 zu 5 Minuten das verdampfte Wasserquantum wiegen konnte unter gleichzeitiger Notierung von Temperatur, Druck der Flüssigkeit und des Heizdampfes.

---

*) D. R. Mollier Z. V. d. J. 1897, Hausbrand „Verdampfen".

Die Ablaugen waren vorher mit Soda gereinigt worden, so dass Ablagerungen auf dem Heizrohr nicht stattfanden. Die Lauge selbst wurde durch Umrühren in steter Bewegung gehalten, so dass für gute Wärmetransmission nach Möglichkeit gesorgt war.

Die durch diese Versuche erhaltenen Werte für K habe ich dann in die Praxis übertragen und durch die Versuche im grossen die Richtigkeit der gefundenen Werte von K bestätigt gefunden, unter Berücksichtigung der in der Praxis auftretenden Verluste.

Die Tabelle I zeigt einen Versuch, der 15 Stunden gedauert hat und währenddessen eine 4° B.-Lauge auf 34° B. eingedickt wurde. Die aus diesem Versuch berechneten Werte des Wärmeleitungskoeffizienten K, sowie die per Quadratmeter Heizfläche, per Stunde und 1° Temperaturgefälle verdampften Wassermengen sind in der Tabelle II zusammengestellt.

Man sieht hier, wie der Wärmeleitungskoeffizient K mit zunehmender Konzentration stark sinkt bezw. die per Quadratmeter, Stunde und 1° Temperaturdifferenz verdampfte Wassermenge gleichzeitig abnimmt. Die Tabelle I zeigt ferner, wie die kondensierte Heizdampfmenge mit zunehmender Konzentration wächst und namentlich bei der Konzentration von 20° B. an bis zu 34° B. ganz ungewöhnlich stark zunimmt.

Die Tabelle III gibt ebenfalls die Werte von K an bei verschiedenen Konzentrationsgraden der Ablauge; dabei ist zu bemerken, dass die einzelnen Werte von K die Durchschnittszahlen einer grossen Reihe von Versuchen sind. Die Versuche von K aus Tabelle III stimmen gut zu den Werten aus Tabelle II. Bei der allgemein üblichen Konzentration einer Ablauge von 4° B. bis zu 35° B. kann man durchschnittlich für

$$K = 1400 \qquad (24)$$

setzen unter der Voraussetzung, dass die Lauge mit Soda so gereinigt ist, dass sie keine nennenswerte Verkrustung der Heizröhren verursacht. Kommen mit Kalk gereinigte Laugen in Frage, so wird K je nach der Menge Kalk, die zum Abstumpfen verwandt wird, wegen der stärkeren Verkrustung der Heizröhren kleiner werden, und nimmt man dann ausserdem noch eiserne Heizröhren, so wird K nicht grösser als 700 zu nehmen sein, da das Wärmeleitungsvermögen beim Eisen geringer ist als bei Kupfer. Ist nun durch die Versuche der

Wärmeleitungskoeffiziernt K für diese Abfallaugen gefunden, so kann für gegebene Mengen von zu verdampfenden Laugen leicht die Grösse der nötigen Heizfläche berechnet werden, und ebenso leicht kann man die Menge Wasser bestimmen, die der Abfallauge entzogen werden muss, um den gewünschten Konzentrationsgrad zu erreichen.

Die Tabelle IV gibt die zu verdampfenden Wassermengen an, die aus 1000 kg Abfallaugen für verschiedene Konzentrationsgrade verdampft werden müssen, um 30° B. Endlaugen zu erhalten.

In gleicher Weise gibt die Tabelle V an, wieviel Kilogramm Wasser aus je 1000 kg Ablauge von 7,5° B. verdampft werden müssen, um Laugen von 8,5° B. bis 35° B. zu erhalten, und die Tabelle VI, wieviel Kilogramm Wasser aus je 4 grädiger Lauge zu verdampfen sind, um Endlaugen von 10 bis 34° B. zu bekommen. Bezieht man das in einer Stunde verdampfte Wasserquantum auf 1 qm Heizfläche und auf 1° Temperaturgefälle, so ergibt sich aus Tabelle II, dass man bei Konzentrierung von 4° B.-Lauge bis über 30° B. mit 2,3 kg
(25) Wasserverdampfung per Quadratmeter-Stunde und 1° Temperaturdifferenz rechnen kann.

Bringt man das aus den Ablaugen verdampfte Wasserquantum in Beziehung zu der Menge des kondensierten Heizdampfes, so kann man rechnen, dass zur Verdampfung von 1 kg Wasser aus 4 grädiger Ablauge ca. 1,2—1,3 kg Heizdampf von ca. 3 Atmosphären Betriebsdruck nötig ist, um 30grädige Endlaugen zu bekommen. Bei entsprechend niedriger Endkonzentration verringert sich naturgemäss die erforderliche Heizdampfmenge auf etwa 1,1 kg.

Auf die Wärmeverluste wurde bei diesen Versuchen keine Rücksicht genommen. Wenn man die Ungenauigkeiten berücksichtigt, die mit so kleinen Versuchsapparaten verknüpft sind, und die immerhin kurze Versuchsdauer, die sich durchschnittlich nicht über 4 Stunden erstreckte, ebenfalls in Erwägung zieht, so kann man bei der Uebereinstimmung der einzelnen Zahlen die Versuche immerhin als ein gutes Durchschnittsresultat ansehen.

In der Tafel IX sind die Werte aus Tabelle IV graphisch dargestellt. Die Linie A D stellt die zunehmende Konzentration der Lauge dar, während der Konzentrationsgrad der Lauge nach Grad B auf der Ordinatenachse und die jeweiligen dazugehörigen Werte für d auf der Abszissenachse aufgetragen sind. Da die Linie A D als eine gerade Linie betrachtet

werden kann, so verhalten sich die jeweiligen Werte von d zu den korrespondierenden Werten von b im geraden Verhältnis, und man kann daher für jeden beliebigen Konzentrationsgrad die Wassermenge annähernd berechnen, die pro Kubikmeter Lauge zu verdampfen ist, um den verlangten Konzentrationsgrad zu erreichen.

Will man z. B. die Wassermenge bestimmen, die einem Kubikmeter 10° B.-Lauge entzogen werden muss, um 30° B.-Endlauge zu erhalten, so hat man die Gleichung:

$$1000 : x = 30 : 15$$

und für x bestimmt sich der Wert:

$$x = \frac{15000}{30} = 500 \qquad (26)$$

Man wird also jedem Kubikmeter 15° B.-Lauge 500 kg Wasser entziehen müssen, um 30° B.-Endlauge zu bekommen.

In der Tafel X sind die Werte der Tabelle VII graphisch dargestellt, und es gelten hier dieselben Beziehungen wie für die graphische Darstellung der Werte aus Tabelle IV.

Aus dem Gesamtresultat der zahlreichen Versuche ergibt sich folgendes:

Bei Konzentrierung von 4grädiger, mit Soda gereinigter Sulfitablauge bis zur Endkonzentration von 30° B. kann man annehmen:

1. Als Wert für K = 1400.
2. Das per Stunde, per Quadratmeter und 1° Temperaturgefälle verdampfte Wasserquantum beträgt ca. 2,3 kg. (27)
3. Die nötige Heizdampfmenge von etwa 3 Atmosphären Betriebsdruck beträgt ca. 1,3 kg per 1 kg verdampftes Wasser,

alles unter der Voraussetzung reiner Heizröhren und ohne Berücksichtigung von Wärmeverlust.

Die Verdampfung der Ablaugen im Vakuum.

Nachdem der Wärmeleitungskoeffizient K für Abfallaugen bestimmt ist (nach 24), kann man aus der Gleichung (23) $Q = F \cdot dm \cdot K$ eine der drei Grössen Q, F, dm bestimmen, wenn zwei davon bekannt sind.

Die zur Verfügung stehende Menge des Heizdampfes Q ist meistens bekannt, namentlich wenn Abdampf zur Ver-

wendung kommt, und die mittlere Temperaturdifferenz lässt sich dann aus der Grasshoff'schen Formel (21) berechnen.

Aus der Gleichung (23) ersieht man weiter, dass bei festliegenden Zahlen für Q die Heizfläche F um so kleiner zu werden braucht, je grösser dm wird.

Kleine Heizflächen sind schon aus ökonomischen Gründen sehr erwünscht. Um nun die Temperaturdifferenz dm möglichst gross zu bekommen, muss man trachten, den Siedepunkt der Ablaugen möglichst niedrig zu erhalten. Bekanntlich hängt der Siedepunkt einer Flüssigkeit hauptsächlich von dem Druck ab, unter welchem die Oberfläche der Flüssigkeit steht. Je kleiner der Oberflächendruck nun ist, desto geringer braucht die lebendige Kraft, die Expansion der Dampfmoleküle zu sein, um diesen Oberflächendruck zu überwinden. Der Siedepunkt der Flüssigkeit nimmt also mit vermindertem Drucke ab — und aus diesem Grunde wird man das Verdampfen der Ablaugen im evakuierten Raum vornehmen müssen. Da man imstande ist, eine Luftleere von etwa V = 65 bis 70 mm konstant zu halten, so kann man mit einer entsprechenden Siedetemperatur von 60° C. rechnen. Hat man dann Abdampf von einer Temperatur = 102° C. zur Verfügung, so bekommt man eine Temperaturdifferenz zwischen Heizdampf und Siedetemperatur der Ablauge von 42° C.

In der Praxis hat man gefunden, dass eine Temperaturdifferenz von 20° C. noch eine gute Verdampfungsleistung ergibt. Man kann deshalb diese Temperaturdifferenz von 42° teilen bezw. stufenförmig zur Ausnutzung bringen, und man kommt dadurch zu den Mehrköper-Apparaten.

Teilt man die Temperaturdifferenz von 42° C. z. B. in 2 Stufen, so erhält man den sogenannten Double Effet-Apparat (eine Verdampfanlage mit zwei Heizsystemen), und es beträgt dann für jedes Heizsystem die Temperaturdifferenz $= \frac{42}{2} = 21^0$ C. Teilt man die Gesamttemperaturdifferenz von 42° C. in 3 Teile, dann erhält man einen sog. Triple Effet-Apparat, bei dem dann die Temperaturdifferenz für jeden einzelnen Heizkörper $\frac{42}{3} = 14^0$ C. beträgt.

Bei diesen Mehrkörper-Apparaten dient der Brüden, der sich in dem ersten Körper entwickelt, als Heizbrüden für den zweiten Körper, — wiederum der Brüden, der sich im zwei-

ten Körper bildet, dient dann als Heizbrüden für den dritten Körper usf. Es ist wohl ohne weiteres einleuchtend, dass eine derartige Mehrkörper-Anlage komplizierter und teurer sowohl in der Anlage, wie auch im Betrieb ist, und es ist auch die Leistung einer zwei- oder dreifachen Anlage gegenüber einer einfachen (simple Effet) Anlage nicht 2 bezw. 3 mal so gross, was später noch rechnerisch bewiesen werden wird. Trotzdem wird aber unter allen Umständen eine Mehrkörper-Anlage rationeller arbeiten als eine Simple Effet-Anlage, weil ja jedes Kilo Heizdampf vom ersten Körper indirekt zur mehrfachen Wirkung kommt durch Wiederbenutzung der jedesmal neu erzeugten Dämpfe.

Da es sich bei der Eindampfung der Zellstoff-Ablaugen, wie schon früher bemerkt, immer um sehr grosse Mengen Wasser handelt, die der Ablauge durch Verdampfen entzogen werden müssen, so können ja nur Mehrkörper-Anlagen ausschliesslich in Frage kommen.

Bei der Berechnung einer Verdampfstation wird man von folgenden Hauptfragen ausgehen müssen:

1. Welches Reinigungsverfahren wird man anwenden müssen?
2. Welche Endkonzentration soll die Ablauge haben bezw. welche Menge Wasser muss der Ablauge entzogen werden?
3. Was für Temperatur hat der zur Verfügung stehende Heizdampf? Und wenn Abdampf verwandt werden soll: Wieviel Kilogramm Abdampf steht zur Verfügung?

(Das Reinigungsverfahren der Ablaugen richtet sich nach dem Verwendungszweck der eingedickten Ablauge, und komme ich bei der Frage der Verwertung der Ablauge nochmals darauf zurück.) Zur Bestimmung der Wassermenge, die aus der Ablauge verdampft werden muss, um die gewünschte Konzentration zu erhalten, geben die Tabellen IV—VII Aufschluss.

Ob man dann ein Double oder Triple Effet-System zur Anwendung bringen wird, wird sich erst jedesmal nach Beurteilung und Prüfung aller einschlägigen Verhältnisse bestimmen lassen. Diese Frage ist ja auch abhängig von der Temperatur des Heizdampfes selbst. Hat man niedrig gespannte Dämpfe oder Maschinen-Abdampf als Heizdampf für den ersten Körper zur Verwendung, so bekommt man eine

Temperaturdifferenz von etwa 45—60° C. Man wird in solchem Fall dann über einen Dreikörper-Apparat nicht hinausgehen, um die Temperaturdifferenz der einzelnen Heizkörper nicht unter 15° C. zu bekommen, weil das wohl die unterste Grenze für einen rationellen Betrieb bei Zellstoff-Ablaugen ist. Sollen die eingedickten Ablaugen dann noch möglichst hell in der Farbe bleiben, so darf man schon aus diesem Grunde in dem ersten Heizkörper eine Temperatur nicht etwa über 105° Cels. haben, weil mit steigender Temperatur die Ablaugen dunkler in der Farbe werden. Werden die Abfallaugen jedoch für Zwecke verwendet, bei denen die Farbe keine Rolle spielt (Brikettierung, Herstellung von Giessereikernen), so kann man als Heizdampf für den ersten Körper hochgespannten Dampf verwenden, und man lässt dann wohl den ersten und eventuell auch den folgenden zweiten und dritten Körper unter Druck und erst die letzten zwei Körper unter Vakuum arbeiten. Auf diese Weise kann man dann eine quintouble oder sextouble Affet-Anlage erhalten, und man bekommt dann allerdings grosse Heizflächen und infolgedessen grosse Gesamtanlagen, aber die Ausnützung des ersten Dampfes ist am besten durchgeführt.

Man kann im allgemeinen sagen, dass bei einer Verdampfstation die Verhältnisse dann am günstigsten sind, wenn mit der kleinsten Menge Heizdampf der grösste Verdampfungseffekt erzielt wird.

Beschreibung und Berechnung einer Vakuum-Verdampf-Anlage.

(Ein- und Mehrkörper-Apparate.)

Simple Effet.

Eine Simple Effet-Anlage (Fig. 5) besteht aus einem Vakuumheizkörper I. Der Heizkörper selbst ist ein geschlossenes Gefäss, in welchem die zu verdampfenden Ablaugen mittelst eines Röhrensystems erhitzt werden. Der Dampfraum a steht mit dem Kondensator in Verbindung; die Kondensatorpumpe zieht den in „a" sich entwickelten Brüden ab und bildet in „a" einen luftverdünnten Raum. Bei A tritt der Heizdampf, beispielsweise Abdampf mit 102° C. in den Heizkörper. Der kondensierte Heizdampf wird bei d abgeführt. Ist die Kon-

densatorspannung V = 60 entsprechend einer Siedetemperatur gleich 61°, so wird die Temperaturdifferenz 102 — 61 = 41° C. sein. Der Brüden, der sich im Dampfraum a bildet,

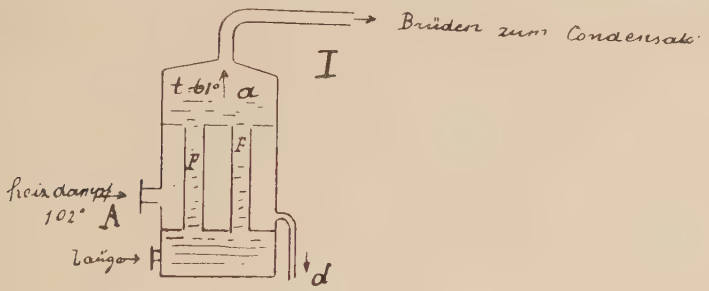


Fig. 5.

wird also mit einer Temperatur von 61° C. dem Kondensator zugeführt.

Double Effet.

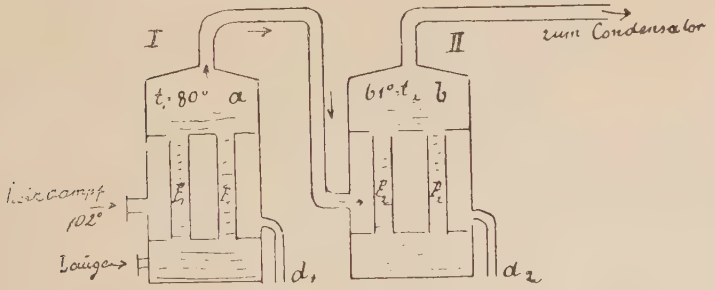


Fig. 6.

Eine Double Effet-Anlage besteht aus zwei miteinander verbundenen Heizkörpern I und II. Der Heizkörper I wird mit Maschinen-Abdampf von 102° C. geheizt. Der Körper II wird geheizt mit dem in a sich bildenden Brüden. Der Dampfraum b des zweiten Körpers steht mit dem Kondensator in Verbindung. Infolgedessen wird im Dampfraum b des zweiten Körpers ein Vakuum herrschen, entsprechend der Kondensatorspannung (V = 60 und t = 61° C.).

Das gesamte Temperaturgefälle ist demnach: $102^0 - 61^0 = 41^0$ Cel. für beide Apparate. Man teilt deshalb das Temperaturgefälle in zwei gleiche Teile und gibt jedem Apparat 20^0 Temperaturdifferenz. Im Dampfraum a herrscht deshalb eine Temperatur von ca. 80^0 C., entsprechend einem Vakuum von 40; und im Dampfraum b herrscht eine Temperatur von 61^0 C., entsprechend einem Vakuum von 60. Der kondensierte Dampf vom Heizkörper I fliesst als Kondenswasser bei d_1 ab. Der kondensierte Heizbrüden von II wird bei d_2 mit einer Brüdenpumpe, und der Brüden, der sich im Dampfraum b bildet, wird von der Kondensatorpumpe abgesaugt.

Man sieht also hier die doppelte Wirkung des in den ersten Körper eintretenden Heizdampfes.

Derselbe Vorgang wiederholt sich nun in einem Triple oder quadruble Effet-Apparat, und wird das ganze Temperaturgefälle zwischen Heizdampftemperatur im ersten Körper (102^0 C.) und der Siedetemperatur der Lauge im letzten Körper (61^0 C.) stets dasselbe sein (41^0 C.). Dieses Temperaturgefälle wird dann in 2, 3 oder 4 Teile geteilt, je nachdem ein Double, Triple Effet-Apparat zur Anwendung kommen soll.

Bezeichnet man nun in einer Verdampfstation mit

F, F_1, F_2 = die Heizfläche der einzelnen Heizkörper

K = den gesamten Wärmeleitungskoeffizienten per Quadratmeter und Stunde (= 1400)

t, t_1, t_2 = die Siedetemperatur der Ablauge entsprechend der Kondensatorspannung

T, T_1, T_2 = die Heizdampftemperatur

Gd_1, Gd_2, Gd_3 = Gewicht des verbrauchten Heizdampfes in Kilogramm

Gw_1, Gw_2, Gw_3 = das Gewicht des verdampften Wassers pro Heizkörper

ta_1, ta_2, ta_3 = die Temperatur der zufliessenden Ablauge

Q_1, Q_2, Q_3 = die Anzahl Kalorien, die per Stunde und Quadratmeter Heizfläche bei dem vorhandenen Temperaturgefälle übertragen werden

$606{,}5 + 0{,}305\ t$ = die Wärmemenge, die nötig ist, um 1 kg Wasser von 0^0 C. in Dampf von der Temperatur t zu verwandeln

$607 - 0{,}708\ T$ = die Wärmemenge, die bei der Kondensation des Heizdampfes im Heizkörper abgegeben wird

und ist bei genügender Menge Heizdampf die Temperaturdifferenz an allen Stellen der Heizfläche gleich, also

$$dm = (T - t) = d,$$

so kann man schreiben für einen

Simple Effet-Apparat:

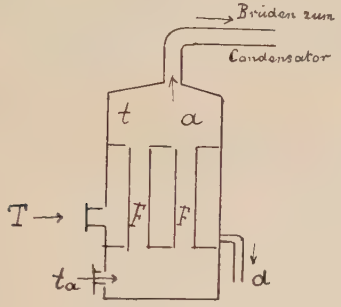


Fig. 7.

$$Q = F \cdot K \cdot (T - t) \tag{28}$$

$$Gd = \frac{Q}{(607 - 0{,}708\ T)} \tag{29}$$

$$Gw = \frac{Q}{(606{,}5 + 0{,}305\ t) - t} \tag{30}$$

Die Ablauge soll dem ersten Körper I vorgewärmt mit der Temperatur ta zufliessen (ta = t).

Aus Gleichung (29) und (30) ergibt sich:

$$Q = Gd\,(607 - 0{,}708\ T) \tag{31}$$

und

$$Q = Gw\,(606{,}5 + 0{,}305\ t) - t \tag{32}$$

folglich ist:

$$Gd\,\underbrace{(607 - 0{,}708\ T)}_{D} = Gw\,\underbrace{(606{,}5 + 0{,}305\ t)}_{W} - t \tag{33}$$

D = stellt demnach die in den Heizröhren kondensierte Dampfmenge dar in Kilogramm

W = ist die Wassermenge in Kilogramm ausgedrückt, die mit der Menge Heizdampf D verdampft wurde.

Es ist somit die in den Heizröhren durch Kondensation des Heizdampfes frei werdende Anzahl Kalorien gleich der Anzahl Kalorien, die zum Verdampfen von Gw Kilogramm Wasser nötig waren.

$$\frac{Gd\ (607 - 0{,}708\ T)}{Gw\ (606{,}5 + 0{,}305\ t) - t} =$$

gibt das Verhältnis an zwischen der Dampfmenge in kg, die nötig ist, um Gw kg Wasser zu verdampfen.

Beispiel:

F = 40
K = 1400
t = 50° bei 65 = V
T = 120° — ta = Temperatur der zulaufenden Ablauge = t = 50°,

dann ist:

$$Q = 40 \times 1400 \times 70 = 3920000$$

$$\frac{Gd = 3920000}{607 - 0{,}708\ T} = \frac{3920000}{522} = 7510\ kg$$

Dampf für 40 qm Heizfläche pro Stunde = 188 kg Dampf pro Quadratmeter und pro Stunde.

$$Gw = \frac{3920000}{(606{,}5 + 0{,}305{,}50) - 50} = \frac{3920000}{572} = 6853\ kg$$

= 172 kg Wasser per 1 qm Heizfläche per Stunde.

Man wird also im Simple Effet-Apparat mit 1 kg Heizdampf

(34)
$$\frac{172}{188} = 0{,}91\ kg$$

Wasser verdampfen.

Anmerkung: Ist die Temperatur der dem Heizkörper zulaufenden Ablauge ta=20, dann wird

$$Gw = \frac{3920000}{(606{,}5 + 0{,}305{,}50) - 20} = 6511$$

= 162 kg pro qm Std.

1 kg Heizdampf verdampft dann = 0,86 kg Wasser.

Double Effet-Apparat:

Die Ablauge fliesst dem ersten Körper mit der Temperatur ta zu, ta soll sein = t_1. Es sei wieder

F_1 = die Heizfläche für den Körper I
K = der Wärmetransmissionskoeffizient
t_1 = Siedetemperatur der Ablauge im Körper I.

T_1 = Heizdampftemperatur im Körper I
Gd_1 = das Gewicht des verbrauchten Dampfes im Körper I

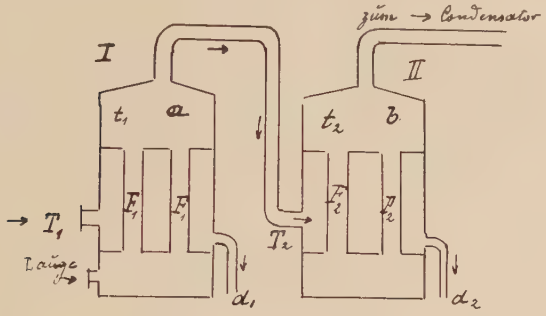


Fig. 8.

Gw_1 = Gewicht des verdampften Wassers im Körper I
F_2 = die Heizfläche vom Körper II.
t_2 = Siedetemperatur der Ablauge im Körper II
T_2 = Heizdampftemperatur im Körper II
Gd_2 = Gewicht des verbrauchten Heizdampfes im Körper II
Gw_2 = Gewicht des verdampften Wassers im Körper II

Die gesamte Temperaturdifferenz vom Heizdampf im Körper I und der Siedetemperatur der Ablauge im Körper II ist

$$d = T_1 - t_2$$

Gibt man jedem Körper das gleiche Temperaturgefälle, so ist die Temperaturdifferenz für den ersten Körper d_1:

$$d_1 = dm_1 = \frac{d}{2} = \frac{T_1 - t_2}{2} = T_1 - t_1 \qquad (35)$$

d_2 für den zweiten Körper:

$$d_2 = dm_2 = \frac{d}{2} = \frac{T_1 - t_2}{2} = T_2 - t_2 \qquad (36)$$

und weil der Brüden, der sich aus der im ersten Körper verdampften Lauge entwickelt, als Heizdampf für den zweiten Körper verwendet wird, so wird

$$t_1 = T_2 \qquad (37)$$

und

$$d_2 = t_1 - t_2 \qquad (38)$$

Für den ersten Körper I ist:

(39) $$Q_1 = F_1 K (T_1 - t_1)$$

(40) $$Gd_1 = \frac{Q_1}{(607 - 0{,}708\ T_1)}$$

(41) $$Gw_1 = \frac{Q_1}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_1) - t_1}$$

und das Verhältnis vom verbrauchten Dampf zum verdampften Wasser ist ausgedrückt durch

(42) $$\frac{Gd_1\ (607 - 0{,}708\ T_1)}{Gw_1\ (606{,}5 + 0{,}^{\prime}04\ t_1) - t_1}$$

Für den zweiten Körper II ist:

(43) $$Q_2 = F_2 K (T_2 - t_2)$$

oder

(44) $$Q_2 = F_2 K (t_1 - t_2)$$

daraus berechnet sich die Heizfläche

(45) $$F_2 = \frac{Q_2}{K\ (t_1 - t_2)}$$

ferner ist

(46) $$Gd_2 = Gw_1 = \frac{Q_1}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_1) - t_1}$$

und

(47) $$Gw_2 = \frac{Q_2}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_2) - t_1}$$

Weil nun die Heizbrüdenmenge des zweiten Körpers gleich ist der verdampften Wassermenge im ersten Körper, so kann man schreiben:

(48) $$Q_2 = Gw_1 (607 - 0{,}708\ t_1);$$

setzt man den Wert von (48) in die Gleichung (47) ein, so erhält man:

(49) $$Gw_2 = \frac{Gw_1\ (607 - 0{,}708\ t_1)}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_2) - t_1}$$

ferner ist:

(50) $$\frac{Q_1}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_1) - t_1} = \frac{Q_2}{(607 - 0{,}708\ t_1)}$$

Das Verhältnis vom verbrauchten Heizdampfe im Körper I zum verdampften Wasser wird sein:

(51) $$\frac{Gd_1}{Gw_1 + Gw_2}$$

Da nun für den zweiten Körper die Heizdampfmenge gegeben ist, so kann die Heizfläche für den zweiten Körper berechnet werden nach (45).

Beispiel: Es sei wieder:

$F_1 = 40$ qm Heizfläche des ersten Körpers I
$K = 1400$
$T_1 = 120$ und $t_2 = 50$, dann ist
$d_1 = 35$ und $d_2 = 35$, folglich
$t_1 = 120 - 35 = 85$ und
$t_2 = 85 - 35 = 50$
$ta = t_1$

Für den **ersten Körper** rechnet sich dann:

$$Q_1 = 40 \times 1400 \times 35 = 1960000$$

$$Gd_1 = \frac{1960000}{522} = 3755 \text{ kg}$$

oder 94 kg per Quadratmeter und Stunde.

$$Gw_1 = \frac{1960000}{(606{,}5 + 0{,}305 \cdot 85) - 85} = \frac{1960000}{547{,}4} = 3580 \text{ kg}$$

oder = 89,5 kg per Quadratmeter und Stunde.

Im ersten Körper wird man also mit 1 kg Heizdampf 0,95 kg Wasser verdampfen.

Anmerkung. Hat die dem ersten Körper zulaufende Ablauge eine Temperatur von $ta = 20^0$, dann wird

$$Gw_1 = \frac{1960000}{612} = 3202 \text{ kg}$$

$= 80$ kg pro qm und Std.

oder 1 kg Heizdampf verdampft 0,85 kg Wasser.

Für den **zweiten Körper** ist

$t_1 = T_2 = 85$
$t_2 = 50$
$d_2 = 35$

Die Heizbrüdenmenge für den zweiten Körper ist der verdampften Laugenmenge im ersten Körper gleich, sie beträgt

$= 3580$ kg per Stunde von Temperatur 85^0
$= 89{,}5$ „ „ 1 qm und Stunde.

Die Wärmemenge, die also in dem Heizraum des zweiten Körpers abgegeben wird, ist

$$3580 \times (607 - 0{,}708 \times 85) = 1958260 \text{ Kalorien.}$$

Danach rechnet sich die Heizfläche F_2 für den zweiten Körper nach (45):

$$F_2 = \frac{1958260}{1400 \times 35} = 39{,}9 \text{ qm}$$

Die verdampfte Laugenmenge im zweiten Körper (II) ist nach (47):

$$Gw_2 = \frac{1958260}{537} = 3646 \text{ kg per Std.}$$

$$= 91 \text{ kg per qm und Std.}$$

1 kg Heizbrüden im zweiten Körper verdampft also 1,02 kg Wasser.

Anmerkung: Für $ta = 20 =$ wird $Gw_2 = 3259$ kg
$= 81{,}5$ kg per qm und Std.
1 kg Heizdampf verdampft 0,91 kg Wasser.

Diese grosse Leistung im zweiten Körper rührt daher, weil die Ablauge aus dem ersten Körper mit einer Temperatur dem zweiten Körper zugeführt wird, die grösser ist als die Siedetemperatur der Lauge im zweiten Körper.

Die Lauge, die mit 85° aus dem ersten Körper also in den zweiten eintritt, wird sich sofort bis auf 50° abkühlen unter Freiwerden von 35 Kalorien per Kilogramm Ablauge: es wird also Selbstverdampfung eintreten. Diese Selbstverdampfung beträgt im vorliegenden Falle:

$$\frac{Gw_2 (t_1 - t_2)}{(606{,}5 + (0{,}305\, t_2) - t_2} = \frac{3646 \times 35}{571} = 223 \text{ kg}$$

In dieser Zwei Körper-Anlage sind also im ganzen verdampft:

Im Körper I 90 kg Wasser mit 94 kg Heizdampf von 120° C.
„ „ II 91 kg
181 kg Wasser.

1 kg Heizdampf verdampft also im Double Effet 1,9 kg Wasser.

Wenn die in den ersten Körper eintretende Ablauge eine Temperatur von $ta = 20°$ hat, dann verdampft 1 kg Heizdampf im ganzen

$= 0{,}85$ kg Wasser I. Körper
0,91 kg „ II. „
1,76 kg

gegenüber 1,9 kg bei $ta = 85°$ C.

Triple Effet-Apparat.

Für die einzelnen Heizkörper I, II, III bezeichnet wieder
F_1, F_2, F_3 = die Heizfläche
Q_1, Q_2, Q_3 = die von d. Heizflächen übertragene Wärmemenge

T_1, T_2, T_3 = Heizdampftemperatur
t_1, t_2, t_3 = die Siedetemperatur der Ablauge
Gd_1, Gd_2, Gd_3 = die verbrauchte Heizdampfmenge in Kilogr.
Gw_1, Gw_2, Gw_3 = die pro Körper verdampfte Wassermenge

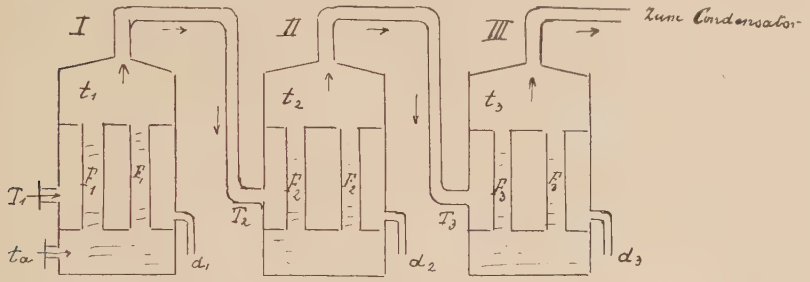


Fig. 9.

Die Ablauge fliesst dem ersten Körper mit der Temperatur ta zu. Es ist dann analog dem vorhergehenden

$$T_2 = t_1 \tag{52}$$
$$T_3 = t_2 \tag{53}$$

das gesamte Temperaturgefälle $= T_1 - t_3 = d$

Das Temperaturgefälle für den einzelnen Körper ist

$$\frac{d}{3} = dm_1 = dm_2 = dm_3 \tag{54}$$

Für den Körper I ist:

$$Q_1 = F_1 \, K \, (T_1 - t_1) \tag{55}$$

$$Gd_1 = \frac{Q_1}{(607 - 0{,}708 \, T_1)} \tag{56}$$

$$Gw_1 = \frac{Q_1}{(606{,}5 + (0{,}305 \, t_1) - ta} \tag{57}$$

$\frac{Gd_1}{Gw_1}$ = gibt wieder das Verhältnis vom verbrauchten Dampf zur verdampften Wassermenge an. (58)

Für den **Körper II** ist die Heizdampfmenge gegeben, sie ist:

$$Q_2 = F_2 \, K \, (T_2 - t_2) \tag{59}$$

es ist aber auch:

(60) $$Q_2 = F_2 K (t_1 - t_2)$$

und

(61) $$F_2 = \frac{Q_2}{K \cdot (t_1 - t_2)}$$

Der zweite Körper bekommt Gw_1 kg Heizdampf von der Temperatur t_1, daher

(62) $$Gd_2 = Gw_1 = \frac{Q_1}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_1) - ta}$$

und

(63) $$Gw_2 = \frac{Q_2}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_2) - t_1}$$

folglich

(64) $$Q_2 = Gw_1\ (607 - 0{,}708\ t_1)$$

In die Gleichung (63) für Q_2 den Wert von (64) gesetzt, gibt für:

(65) $$Gw_2 = \frac{Gw_1\ (607 - 0{,}708\ t_1)}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_2) - t_1}$$

(66) $$F_2 = \frac{Gw_1\ (607 - 0{,}708\ t_1)}{K \cdot \frac{d}{3}}$$

Körper III: Im zweiten Körper werden Gw_2 kg Wasser verdampft. Der sich daraus bildende Brüden gibt den Heizdampf für den dritten Körper von der Temperatur t_2. Es ist demnach:

(67) $$Gw_2 = Gd_3$$

(68) $$Gd_3 = \frac{Q_2}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_2) - t_1}$$

(69) $$Gw_3 = \frac{Q_3}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_3) - t_2}$$

(70) $$Q_3 = Gw_2\ (607 - 0{,}708\ t_2)$$

In die Gleichung (69) den Wert für Q_3 aus Gleichung (70) eingesetzt gibt:

$$Gw_3 = \frac{Gw_2\ (607 - 0{,}708\ t_2)}{(606{,}5 + 0{,}305\ t_3) - t_2} \qquad (71)$$

Nachdem Gd_3 bekannt, kann man F_3 berechnen:

$$F_3 = \frac{Q_3}{K \cdot \frac{d}{3}} \qquad (72)$$

Beispiel: Es sei wieder:

$F_1 = 40$ qm
$K = 1400$
$T_1 = 120^0$
$t_3 = 50^0$, dann ist

dann ist $d_1 = d_2 = d_3 = \frac{70}{3} = 23^1/_3\ ^0$

ta = Anfangstemperatur der zulaufenden Lauge $= 85^0$
Die Siedetemperatur im Körper I ist 97^0
„ „ „ „ II „ 74^0
„ „ „ „ III „ 50^0

Für den ersten Körper ist:

$$Q_1 = 30 \times 1400 \times 23 = 1{,}288{,}000$$

$$Gd_1 = \frac{1{,}288000}{607 - 0{,}708 \times 120} = \frac{1{,}288000}{522} = 2467 \text{ kg}$$

oder = 61,7 kg per Quadratmeter und Stunde.

$$Gw = \frac{1{,}288000}{(606{,}5 + 0{,}305 \times 97) - 85} = \frac{1{,}288000}{551} = 2338 \text{ kg}$$

Wasserverdampfung oder = 58,4 kg per Quadratmeter und Stunde.

Im ersten Körper wird man also mit 1 kg Heizdampf 0,94 kg Wasser verdampfen.

Anmerkung: Hat die in den ersten Körper eintretende Ablauge eine Temperatur von ta = 20°, dann wird Gw = 2090 kg oder per Quadratmeter und Stunde = 52 kg. 1 kg Heizdampf verdampft dann 0,84 kg Wasser.

Für den zweiten Körper ist:

$$Gd_2 = \frac{1{,}288000}{(606{,}5 + 0{,}305 \times 97) - 85} = \frac{1{,}288000}{551} = 2338 \text{ kg}$$

per 1 qm und Stunde = 58,4 kg Dampf.

$$F_2 = \frac{2338 \times 607 - 0{,}708 \times 97}{1400 \times 23} = 39 \text{ qm Heizfläche}$$

$$Gw_2 = \frac{2338 \times (607 - 0{,}708 \times 97)}{(606{,}5 + 0{,}305 \times 74) - 97} = \frac{2338 \times 539}{532}$$

$$Gw_2 = \frac{1{,}260182}{532} = 2368 \text{ kg}$$

per 1 qm und Stunde = 59,2 kg.

1 kg Heizdampf verdampft also im zweiten Körper 1,01 kg Wasser. Dieses Mehr rührt wieder von der Selbstverdampfung her.

Anmerkung:

$$\text{Für } ta = 20 \text{ wird } Gw_2 = \frac{2090 \times 539}{532} = 2117 \text{ kg}$$

= 52,8 kg per Quadratmeter und Stunde. 1 kg Heizdampf verdampft dann im II. Körper 0,9 kg Wasser.

Dritter Körper: Im zweiten Körper werden Gw_2 = 2368 kg Wasser verdampft. Der daraus sich bildende Brüden hat eine Temperatur t_2 und bildet den Heizdampf für den dritten Körper.

$$Gw_3 = \frac{2368 \times 555}{} = \frac{1314240}{548} = 2398 \text{ kg}$$

Wasserverdampfung, das ist per 1 qm und Stunde = 60 kg.

F_3 berechnet sich zu 40,6 qm.

Diese Mehrverdampfung von Wasser gegenüber dem Heizdampfverbrauch rührt wieder von der Selbstverdampfung her.

Im ganzen sind also verdampft

im	Körper	I = 58,4
„	„	II = 59,2
„	„	III = 60,0
		177,6 kg

mit 61,7 kg Heizdampf, das macht per 1 kg Heizdampf 2,87 kg Wasserverdampfung.

Anmerkung: Für ta = 20 =:

Im zweiten Körper werden Gw_2 = 2117 kg Wasser verdampft; der sich daraus bildende Brüden hat 74° Temperatur und gibt den Heizbrüden für den dritten Heizkörper ab. Es wird dann:

$$Gw_3 = \frac{2117 \times 555}{548} = 2144 \text{ kg}$$

= 53,6 kg per Quadratmeter und Stunde.

In allen drei Heizkörpern werden verdampft:

Körper	I	52,0 kg
„	II	52,8 kg
„	III	53,6 kg
		158,4 kg mit 58,4 kg Heizdampf,

das macht per 1 kg Heizdampf = 2,7 kg Wasserverdampfung.

In den Tabellen XI u. XII sind die Werte aus dem vorhergehenden Beispiel für den Simple, Double und Triple Effet-Apparat zusammengestellt. Wie die Rechnung ergibt, können die Heizflächen für den zweiten Körper auch etwas kleiner genommen werden. Da aber der Unterschied sehr klein ist, so wird man, unter Voraussetzung einer gleichmässigen Verteilung des Temperaturgefälles auch die Heizflächen für jeden Körper gleich gross machen, schon aus konstruktiven Gründen.

Die Tabelle XI gibt eine Zusammenstellung der Verdampfungsziffern bei Vorwärmung der Ablauge auf 85, 50 und 20° C., und man sieht daraus, dass die Leistungsfähigkeit der Apparate um so grösser ist, je höher die Temperatur der dem ersten Körper zufliessenden Ablauge ist. Man wird deshalb unter allen Umständen trachten müssen, die Ablaugen mindestens so vorgewärmt zu bekommen, als die Siedetemperatur im ersten Heizkörper annähernd beträgt. In einem Mehrkörpersystem wird ja diese Wärme, die die Ablauge mitbringt, auch wieder mehrfach ausgenützt. Es soll nur die Wärme möglichst nichts kosten, die zum Vorwärmen der Ablauge benützt wird. Zum Vorwärmen der Ablauge kann man unter allen Umständen die Wärme des Brüdens aus dem letzten Heizkörper verwenden, bevor derselbe zur Kondensatorpumpe geht.

Man schaltet also in die Brüdenleitung vom letzten Heizkörper nach der Kondensatorpumpe einen Vorwärmer ein (Tafel XIX und XX). Bei günstigen lokalen Verhältnissen kann man aber auch die in den Ablaugen beim Ablassen eines Kochers enthaltene Wärme zum Vorwärmen gut benutzen.

Diese sämtlichen Berechnungen sind gemacht auf Grund des durch die Versuche ermittelten Wärmeleitungskoeffizienten K für mit Soda gereinigte Zellstoff-Ablaugen, aber ohne Berücksichtigung der Wärmeverluste und sonstigen Verluste, die in einem Grossbetrieb ganz unvermeidlich sind; im Dauerbetriebe hat es sich auch gezeigt, dass selbst bei sehr vorsichtig mit Soda gereinigten und klar filtrierten Ablaugen Verunreinigungen der Heizröhren nicht ganz zu vermeiden sind, so dass man nach meinen Erfahrungen die vorhin ermittelten Werte (Tabelle II—III, XI—XII) nur mit etwa 80 Prozent in Rechnung ziehen kann.

Um diesen Verlusten, die jeder Dauerbetrieb mit sich bringt, Rechnung zu tragen, wird man in der Praxis für K

den Wert setzen müssen:

(73) $$K = 1120$$

(siehe Tabellen XV—XVIII).

Betrachten wir nochmals die Tabelle II, so finden wir, dass der Koeffizient K abhängig ist von dem Konzentrationsgrad der Laugen und dass er namentlich stark sinkt bei einer Konzentrierung der Laugen über 20° B. Infolgedessen sinkt auch die per Quadratmeter, Stunde und 1° Temperaturdifferenz verdampfte Wassermenge mit zunehmender Konzentration der Ablauge.

Die so stark sinkende Verdampfungsleistung bei höheren Konzentrationsgraden hat ihre Begründung teilweise in dem Ruhezustand, der mit diesen höheren spezifischen Gewichten auftritt Ein Haupterfordernis ist es daher, um eine gute Verdampfungsleistung zu erzielen, der zu verdampfenden Lauge eine lebhafte Bewegung zu geben. Je lebhafter die Bewegung, desto besser die Wärmeaufnahme bezw. Wärmeabgabe. Im Anfange bei dünnen Laugen tritt diese Bewegung schon durch das lebhafte Kochen von selbst ein, später aber, wenn die Konzentration über 15° B. steigt, hört diese Bewegung, wie vorhin angedeutet, in den Verdampfapparaten gewöhnlicher Konstruktion allmählich auf.

Die Anbringung mechanischer Bewegungsmittel ist in Vakuumapparaten sehr umständlich und gibt im Betriebe zu manchen Störungen Anlass.

Die Lösung dieser Frage nach Hervorbringung einer äusserst lebhaften Bewegung ohne jede Zuhilfenahme von mechanischen Vorrichtungen ist gegeben in der Anwendung der Vakuum-Zirkulations-Verdampfapparate (System Kumpfmiller-Schultgen).

Wenn in einem evakuierten Raum eine Flüssigkeit eintritt mit einer Temperatur, die höher ist als der Siedepunkt der Flüssigkeit, der diesem Vakuum entspricht, so verliert die Flüssigkeit sofort diesen Wärmeüberschuss unter Verdampfung eines Teiles Wasser. (Auf diesen Vorgang ist das System der Vakuum-Zirkulationsverdampfung aufgebaut.) Diese sofort frei werdende Wärme wird eine Lockerung der Moleküle hervorbringen, und die Flüssigkeit wird staubförmig in den evakuierten Raum zerteilt.

Je mehr ein Körper in seinen Molekülen gelockert wird, um so mehr zugänglich wird der Körper für äussere, auf ihn einwirkende Kräfte sein. Diese Formveränderung eines Körpers, wie hier z. B. der Flüssigkeit wird durch anfängliche

Wärmezuführung und darauffolgende momentane Wärmeabgabe am besten erreicht.

Je intensiver also die Lockerung der Flüssigkeit in den einzelnen Molekülen ist und je höher die Temperatur der Flüssigkeit ist, desto grösser wird die Einwirkung der Wärme auf die einzelnen Moleküle in dem evakuierten Raum sein, desto grösser wird der Nutzeffekt im Apparat werden. Das diesem System zugrunde liegende Prinzip besteht darin, dass der Verdampfungsprozess in drei voneinander getrennte Perioden geteilt wird.

Ueber Zirkulations-Vakuum-Verdampf-Apparate.

System Kumpfmiller-Schultgen. D. R. Patent Nr. 90071.

Ein-Körper-Apparat mit offenem Heizkörper.

(Die Heizröhren können während des Betriebes gereinigt und von Inkrustationen freigehalten werden.)

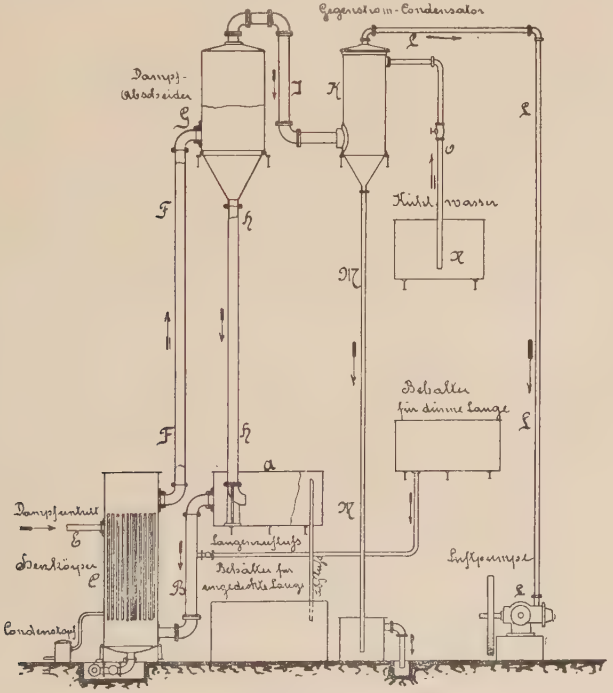


Fig. 10.

Die zu verdampfende Flüssigkeit wird zunächst, wenn notwendig unter Druck, in einem Heizkörper C erwärmt, sodann in einem zweiten Körper G unter Vakuum gebracht, wodurch Verdampfung eintritt, und schliesslich wird diese konzentrierte Flüssigkeit behufs neuerlicher Erwärmung zurück zum ersten Körper C geleitet. Dieser Kreislauf, den die Flüssigkeit macht, findet mit sehr grosser Geschwindigkeit statt, und man erreicht dadurch lebhafte Wärmetransmission und dadurch bedingte lebhafte Verdampfung.

Eine Folge dieser lebhaften Bewegung ist die Verminderung von Inkrustationen der Heizröhren und andererseits ist ein Ueberschäumen in dem Verdampfer ganz ausgeschlossen, da sich ja nur eine ganz geringe Menge Flüssigkeit in dem Verdampfer befindet. Infolge Teilung des Verdampfprozesses in diese drei Perioden gestaltet sich die Konstruktion der Apparate viel einfacher, wie überhaupt der ganze praktische Betrieb sich in denkbar einfachster Weise vollzieht.

Beschreibung und Erläuterung des Verfahrens.

Der zur Ausführung des Verfahrens dienende Apparat besteht, wie aus der Zeichnung (Fig. 10) ersichtlich, aus folgenden Teilen: A ist ein offenes Gefäss, von welchem das Rohr B zu dem Heizkörper C führt. Die Fortsetzung des Rohres B innerhalb des letzteren bilden die Heizrohre D D, die von dem Heizdampfe, welcher durch E eintritt, umspült werden und die sich wieder zu dem Rohre F vereinigen, welches zu dem in entsprechender Höhe über A liegenden Verdampfer oder Dampfabscheider G führt. Von dem tiefsten Punkte des letzteren führt das Rohr H wieder bis unter den Flüssigkeitsspiegel vom Gefäss A. Die Höhe der Dampfkammer G über dem Gefässe A richtet sich nach der Höhe des bei der Verdampfung in G herrschenden Vakuums; sie ist mindestens so hoch, dass die infolge der Luftleere durch Rohr H angesaugte Flüssigkeitssäule nicht bis zur Eintrittsöffnung des Rohres F hinaufreicht, dass vielmehr eine durch Rohr F eintretende Flüssigkeitsmenge durch das Rohr H zum Abfluss gelangen muss. Von dem Dampfabscheider führt das Rohr J den Brüden zum Kondensator K; die Luftpumpe L dient zur Erhaltung der nötigen Luftleere.

Betrieb des Apparates.

Der Betrieb des Apparates gestaltet sich folgendermassen: Die vom Gefässe A kommende Lösung durchströmt vermittelst der Rohre B und D den Heizkörper C und wird beim Verlassen desselben, d. i. bei ihrem Eintritt in das Rohr F die Temperatur angenommen haben, die dem umgebenden Heizdampfe entspricht. Sobald nun der Dampfabscheider unter Vakuum gesetzt wird, wird infolge desselben ein Teil des Inhaltes von A durch den äusseren Luftdruck in die Rohre F und H hinaufgedrückt, und zwar in das Rohr H kältere Lösung, in das Rohr F dagegen die durch den Heizkörper C resp. die darin liegenden Rohre D geflossene heisse Lösung. Während nun einerseits die Flüssigkeit in H bis zu der durch die Höhe des in G herrschenden Vakuums und dem spezifischen Gewichte der Flüssigkeit bedingten Höhe sich einstellen wird, wird in dem Rohr F, da die hierin befindliche Flüssigkeit eine Temperatur hat, die höher liegt, als ihr Siedepunkt bei dem in G herrschenden Vakuum beträgt, schon eine Bildung von Dampfblasen stattfinden, und je mehr die Flüssigkeit nach oben steigt und infolgedessen der darauf lastende Druck entsprechend sich vermindert, um so mehr werden sich Dampfblasen entwickeln. Ausserdem werden die einzelnen Dampfblasen, je mehr sie sich dem Körper G nähern, unter dem dann in immer stärkerem Masse einwirkenden Einflusse des in G herrschenden Vakuums beständig expandieren. Infolgedessen ist das Rohr F somit nicht mit einer geschlossenen Flüssigkeitssäule, sondern mit einem Gemenge von Dampf und Flüssigkeit gefüllt, und da dieses Gemenge spezifisch bedeutend leichter ist als die in G befindliche Flüssigkeitssäule, so wird durch den äusseren Luftdruck dieses Gemenge von Flüssigkeit und Dampf in dem Rohre F bedeutend höher gehoben als die geschlossene Flüssigkeitssäule im Rohre H, und es wird infolgedessen der Inhalt von F mit Vehemenz in die Dampfkammer G hineingedrückt werden.

Innerhalb des weiten Raumes des letzteren findet eine Scheidung von Dampf und Flüssigkeit statt; der Dampf resp. Brüden entweicht durch Rohr J zum Kondensator K, und die Flüssigkeit, welche ihren Ueberschuss an Wärme zur Dampfbildung abgegeben hat, fliesst mit der ihrem Siedepunkte bei dem in G herrschenden Vakuum entsprechenden Temperatur durch das barometrische Rohr H nach A ab, um dort

von neuem dem Heizkörper zuzufliessen und dann erwärmt wieder durch F nach G hineingeschleudert zu werden.

Es findet also auf diese Weise ein beständiger Umlauf der Flüssigkeit statt, und zwar ohne Zuhilfenahme von irgend welcher Bewegungsmechanik und mit grosser Schnelligkeit. Hierbei findet entgegen dem bis jetzt gebräuchlichen Verfahren innerhalb des Heizkörpers keine Verdampfung, sondern nur ein Erwärmen der Flüssigkeit statt, vielmehr beginnt die Dampfbildung in der soeben beschriebenen Weise erst innerhalb des Steigrohres F, und es wird bei dem dadurch bedingten Umlauf die in dem Heizkörper C aufgenommene Wärmemenge zur Dampfbildung innerhalb des Steigrohres F bis zum Eintritt desselben in die Dampfkammer G wieder abgegeben.

Dieselbe Zirkulation findet in fast ungeschwächtem Masse selbst dann noch statt, wenn infolge der Zunahme des spezifischen Gewichtes oder Abnahme des Vakuums der Flüssigkeitsstand bis tief in das Abfallrohr H hinabsinkt.

Der Zufluss frischer Lauge geschieht in das Gefäss A in demselben Masse, wie die Verdampfung fortschreitet, was durch das Sinken des Flüssigkeitsstandes in A zu beobachten ist.

In welcher Weise die Verdampfung stattfindet, lässt sich leicht durch ein Beispiel rechnerisch ermitteln.

Angenommen, der Apparat sei mit Wasser gefüllt, werde mit dem Abdampfe einer Auspuffmaschine geheizt und der Körper stehe unter einer Luftleere von 65 cm. Wir haben dann mit folgenden Temperaturen zu rechnen, die als feststehend bekannt sind, und zwar: Siedepunkt des Wassers bei 65 cm Vakuum 53° C., Temperatur des Heizdampfes 98—100° C. Denken wir uns nun den Apparat im Betriebe, so wird im Körper G eine Temperatur von 53° herrschen und dieselbe Temperatur auch die des durch H ablaufenden Wassers sein. Durchströmt nun das aus H durch A und B dem Heizkörper zufliessende Wasser die Heizröhren des letzteren, so wird es durch den umgebenden Heizdampf bis auf dessen Temperatur, d. i. 98° erwärmt werden. Jedes durchlaufende Kilogramm oder Liter Wasser wird also $98^0 - 53^0 = 45$ Kalorien aufnehmen oder jeder Kubikmeter 45000 Kalorien dem Heizdampfe entziehen. Da nun in der oben geschilderten Weise die Flüssigkeit dem Körper G wieder zuströmt und hier die Siedetemperatur nur 53° beträgt, so wird die im Heizkörper

aufgenommene Wärmemenge von 45000 Kalorien zur Bildung von Dampf wieder abgegeben, und es entwickeln sich, da die Verdampfungswärme des Wassers bei 65 cm Vakuum bekanntlich 569,6 Kalorien beträgt, aus diesen 45000 Kalorien $\frac{45000}{569,6} = 78,9$ kg Dampf, d. h. mit anderen Worten: Von jedem durchlaufenden Kubikmeter Wasser werden bei einmaligem Durchlaufe 78,9 kg Wasser in Dampf verwandelt. Selbstverständlich wird die gleiche Wärmemenge, welche von der durchströmenden Flüssigkeitsmenge im Heizkörper aufgenommen wird, dem Heizdampfe entzogen, und es lässt sich somit hieraus auch leicht der Dampfverbrauch ermitteln. In dem vorliegenden Beispiele sind von der Flüssigkeit aufgenommen resp. dem Heizdampf entzogen 45000 Kalorien; die Verdampfungswärme des Wassers bei Normal-Atmosphärendruck ist bekanntlich 536 Kalorien, und es sind somit $\frac{45000}{536} = 84$ kg Dampf zu Wasser kondensiert worden. Das Endresultat wird also sein: Bei einmaligem Durchlauf werden aus jedem Kubikmeter Wasser 78,9 kg in Dampf verwandelt, bei einem Abdampfverbrauch von 84 kg, oder: mit 100 kg Maschinenabdampf von ca. 100° C. werden 94 kg Wasser verdampft. Dieses sind allerdings die theoretischen Resultate, welche aber bei guter Isolierung sämtlicher Körper und der Rohrleitungen und sonstiger günstiger Verhältnisse in der Praxis annähernd erreicht werden können (siehe Tabellen XV, XVI, XVII, XVIII). Für die Wärmetransmission in dem Heizkörper bei dem Verdampfen von Ablaugen kommen die früher entwickelten Grundsätze zur Geltung. Ein weiterer Vorteil dieses Systems besteht eben in der Möglichkeit der Anwendung offener Heizkörper trotz Vakuumverdampfung, und diese offenen Heizkörper gestatten ein Putzen der Heizröhren während des Betriebes, was bei zur Verkrustung der Heizröhren neigenden Flüssigkeiten von Wichtigkeit ist.

Dieses System gestattet ebenso gut die Kombinierung von Mehrkörper-Anlagen, und kann dieses System auch gleichzeitig ausgebildet werden zur Absonderung von Salzen, die sich während des Verdampfens der Flüssigkeit aus derselben abscheiden. Es gehört nicht in den Rahmen dieser Arbeit, auf alle die möglichen Kombinationen einzugehen, und ver-

weise ich nur auf die schematisch gezeichneten Skizzen auf Tafel XIX und XX.

Ich will nur noch kurz bemerken, dass dieses System sich vollkommen bewährt hat und heute weit über 20000 qm Heizfläche in der Grossindustrie im Betriebe sind (Kaliindustrie).

Nachdem man mit Hilfe der gefundenen Resultate eine Verdampfanlage für Sulfit-Ablaugen leicht berechnen und konstruieren kann, so ist die nächste, aber ebenso wichtige Frage die nach einer Verwertung der eingedickten Ablauge.

Verwertung der eingedickten Sulfit-Ablauge.

Eine lohnende Verwertung der eingedickten Ablauge ist bis vor kurzem nicht gefunden worden. Da die eingedickte Ablauge stark klebende Eigenschaften besitzt, hat man in erster Linie versucht, dieselbe als Bindemittel unter dem Namen Zellpech bei der Herstellung von Briketts aus Kohlenklein zu verwenden an Stelle von Steinkohlenteerpech (Brai). Mit Zellpech kann man aber auch noch andere feine Körper, wie z. B. Koksasche, und dann vor allem Gichtstaub brikettieren (Erzbriketts). Das Zellpech verträgt einen sehr hohen Druck in den Brikettpressen, und deshalb werden auch die damit hergestellten Briketts sehr fest, was namentlich für die Erzbriketts von grosser Wichtigkeit ist, weil sie nicht so leicht im Hochofen zerfallen. Das Zellpech wird beim Verbrennen der Briketts nicht flüssig, verkohlt im Feuer bei hoher Temperatur sehr langsam und gibt gute Durchlässigkeit für die Verbrennungsluft.

Der Zusatz von Zellpech beträgt bei Herstellung von Kohlenbriketts etwa 5—6%, bei Erzbriketts etwa 8% vom Gewichte des Brikettiergutes.

Nachdem das Brai, das bis jetzt ausschliesslich zur Herstellung von Kohlenbriketts verwandt wurde, sich billig im Anschaffungswert stellt (3—5 Mk. per 100 kg), so darf sich naturgemäss das Zellpech auch nicht höher in der Verwendung stellen. Das Eindampfen der Ablaugen erfordert aber vor allem einen grossen Brennstoffaufwand, und schon aus diesem Grunde allein bietet die Verwertung der eingedickten Ablauge zu Kohlenbriketts keine besondere Aussicht auf gute Rentabilität.

Besser soll sich die Rentabilität bei Herstellung von Erzbriketts stellen, weil der Gichtstaub sozusagen wertloses Abfallprodukt ist; zudem stellt sich die Verhüttung der Feinerzbriketts, die aus Gichtstaub mit anorganischen Bindemitteln hergestellt sind, teurer im Koksverbrauch als die Verhüttung der Zellpech-Erzbriketts. Wieweit sich die darin gesetzten Hoffnungen erfüllen, muss erst die nächste Zeit lehren. Zur Herstellung von Gusskernen in der Eisengiesserei (D. R. P. 117633) wird die eingedickte Ablauge an Stelle von Syrup ebenfalls verwandt; diese Verbrauchsmengen sind aber gegenüber den täglich fallenden Mengen Ablaugen ganz verschwindend klein, so dass diese Art der Verwertung kaum in Betracht kommt.

Eine viel lohnendere Verwertung scheint der Ablauge in der Gerberei beschieden zu sein. Meine langjährigen und sehr umständlichen Versuche sind von Erfolg begleitet gewesen, und es steht jedenfalls der Ablauge hier ein weites Feld für Verwertung bevor.

Da diese gereinigte Ablauge berufen erscheint, wenn auch in beschränkterem Masse, die teueren Gerbextrakte zu ersetzen, so ist diese Art der Verwendung unter allen Umständen eine lohnendere in bezug auf finanziellen Erfolg.

Das Gerben der tierischen Haut kann man als einen chemischen wie physikalischen Prozess betrachten; der erstere ist das richtige Gerben, der physikalische das Füllen mit Extraktivstoffen.

Man kann wohl chemisch gerben, ohne zu füllen, erhält dann aber ein leeres Produkt, ohne alle die Eigenschaften, welche man an ein gutes Leder stellt. Man kann aber nie das zweite Moment erreich en, wenn man das erste ausser Acht lässt. Für diesen zweiten, physikalischen Prozess kommt nun die gereinigte eingedickte Sulfit-Ablauge in Frage. Die Ablauge besteht bekanntlich aus drei Hauptbestandteilen.

1. Kalk,
2. schweflige Säure,
3. organische Substanz.

Für die Gerberei kommt aber einzig und allein die organische Substanz in Frage.

Die Ablauge enthält nur ganz kleine Mengen von Gerbsäure und kann daher allein als Gerbextrakt nur in ganz bestimmten Fällen verwandt werden.

Bei einer rationellen Vorgerbung aber und bei Vermischung des Ablaugenextraktes mit anderen Gerbsäuren repräsentiert der Extrakt ein überaus wertvolles Produkt, das aber nur in der Hand eines sehr geschickten Gerbers zur vollen Geltung kommt. (W. H. Philippi. D. R. P. 195643.)

Nimmt man die Eichenlohe, das älteste Gerbmaterial, und hält diese den Gerbresultaten gegenüber, so sieht man, dass das Verhältnis der Zusammensetzung von gerbenden und löslichen Extraktivstoffen in der Lohe das Erstrebenswerteste ist.

Nun kommen in der Eichenlohe auf je 12% gerbende Substanzen 8% nichtgerbende Stoffe (sogenannte lösliche Extraktivstoffe, wie sie ähnlich in dem Sulfitextrakt enthalten sind).

Da die sonst gebräuchlichen Gerbextrakte sämtlich einen viel geringeren Prozentsatz an löslichem Extraktivstoff haben, zum Beispiel:

Quebracho	20%	gerbende	Substanz	1%	lösl.	Extr.-Stoffe
Malettorinde	48%	„	„	9%	„	„
Valonia	35%	„	„	13%	„	„
Myrobolanen	50%	„	„	18%	„	„

so ist es einleuchtend, dass man bei richtiger Mischung eines dieser Extrakte mit dem Sulfitablaugenextrakt einen gemischten Extrakt bekommt, bei dem das Verhältnis zwischen gerbenden Substanzen und löslichen Extraktivstoffen annähernd wie 2:3 sein wird; also die Eichenlohe in der Zusammensetzung am nächsten erreicht.*)

Ein weiterer Vorteil des Sulfitablaugenextraktes besteht noch darin, dass er wenig Farbstoffe enthält und infolgedessen selbst bei starker Verwendung dem Leder keine missliche Farbe, sondern eine schöne, helle Lohfarbe verleiht, wie die Versuche dargetan haben und was auch die Badische Anilin- und Sodafabrik in Ludwigshafen a. Rh. bei ihren Versuchen gefunden hat. Die Badische Anilin- und Sodafabrik Ludwigshafen äussert sich folgendermassen:

„Die Extrakte eignen sich zum Grundieren von Chromleder und können an Stelle des sonst hierfür verwendeten Sumachextraktes oder Gambir ohne weiteres benützt werden.

*) Deutsche Gerberzeitung Nr. 181, 1907.

Das mit obigen Extrakten vorgrundierte Chromleder nimmt basische Farbstoffe ebenso gut auf wie das unter gleichen Versuchsbedingungen mit der gleichen Menge Sumachextrakt oder Gambir behandelte Leder. Auch zum Nachgerben bezw. Aufhellen von Leder scheinen die Extrakte nach unseren Versuchen im kleinen (auf ostindischem Schafleder) geeignet zu sein."

Wie schon vorhin erwähnt, kommt für die Herstellung des Extraktes nur die in den Ablaugen enthaltene organische Substanz in Frage, und man muss deshalb den in den Ablaugen enthaltenen gebundenen Kalk, sowie die freie und gebundene schweflige Säure entfernen. Da man nun zur Abstumpfung und Ausscheidung der schwefligen Säure keinen Aetzkalk verwenden darf, so nimmt man am besten Soda an Stelle von Kalk.

Die Ablauge wird mit ganz bestimmten Mengen von Soda versetzt und nachher längere Zeit bis auf ungefähr Siedetemperatur erhitzt.

Die freie schweflige Säure setzt sich in Natriumsulfit um, und der schwefligsaure Kalk scheidet sich aus und setzt sich zu Boden. Das Absetzen geht in sehr kurzer Zeit vor sich, so dass man ganz klare Lösungen bekommt, die man leicht abziehen kann.

Der klar abgezogenen Lösung setzt man Salzsäure zu und erhält dadurch Kochsalz unter Freiwerden von schwefliger Säure. Diese Umsetzung wird folgendermassen erfolgen:

$$\left.\begin{matrix} CaSO_3 + Na\ CO_3 \\ H_2SO_3 + Na_2CO_3 \end{matrix}\right\} = \begin{matrix} CaCO_3 + Na_2SO_3 \\ H_2O\,CO_2 + NaSO_3 \end{matrix}$$

$$Na_2SO_3 + 2\,HCl \quad 2\,NaCl + SO_2$$

Das Kochsalz bleibt gelöst im Extrakt und dient mit zum Gerben. Um den Kochsalzgehalt nicht zu gross zu machen, kann man einen Teil der Salzsäure durch Milchsäure ersetzen; man bekommt dann milchsaures Natrium, und bei etwa vorhandenen Spuren von Kalk bildet sich dann auch milchsaurer Kalk. Milchsaures Natrium sowohl wie milchsaurer Kalk sind wasserlöslich und bleiben deshalb im Extrakt gelöst; die Salze der Milchsäure üben keinen schädlichen Einfluss aus in der Gerberei und schaden dem Leder nicht.

Anmerkung: Die Menge Soda, die man der Ablauge zusetzen muss, richtet sich nicht allein nach dem Gehalt von freier und gebundener schwefliger Säure, sondern sie ist auch abhängig von dem organisch gebundenen Kalk. Zur Umsetzung in Kochsalz gebraucht man nur ungefähr die Hälfte der Salzsäure, die der zugesetzten Menge Soda entsprechen würde.

Diese gereinigten Ablaugen müssen dann in Heizkörper eingedampft werden, bei denen die Heizröhren aus Hartblei sind, weil das in Lösung befindliche Kochsalz kupferne Heizröhren stark angreift. Das Eindampfen geht dann ohne besondere Schwierigkeiten vor sich (Tabelle XVII).

Man kann aber auch die freie schweflige Säure aus den Ablaugen austreiben, ohne die Ablaugen vorher abzustumpfen. Man dampft einfach dieselben im Zirkulations-Vakuum-Apparat ein und verwendet ein mit Kalkmilch versetztes Einspritzwasser für den Kondensator.

Die freie schweflige Säure wird durch die lebhafte Bewegung, durch die Wärme und durch das Einspritzen in den evakuierten Raum ausgetrieben und geht an das kalkhaltige Einspritzwasser, das durch wiederholte Benutzung, unter jedesmaliger vorhergehender Kühlung sich nach und nach anreichert. Auf diese Weise kann man die freie schweflige Säure aus den Ablaugen wieder gewinnen. Der in den Ablaugen gelöste schwefligsaure Kalk scheidet sich dann nach dem Austreiben der SO_2 aus. Die restlichen Mengen von gebundenem Kalk kann man durch Oxalsäure ausfällen.

Ein Verfahren sei noch erwähnt, welches in folgendem besteht: Nach Festsetzung des Gehaltes an freier und gebundener schwefliger Säure in der Ablauge wird dieselbe in einem Bottich unter Umrühren mit Zinkstaub versetzt, zur Ueberführung der schwefligen Säure in hydroschweflige Säure; hiernach wird soviel Schwefelsäure zugesetzt, als zum Freimachen der gebundenen schwefligen Säure nötig ist.

Der organisch gebundene Kalk kann durch Oxalsäure ausgefällt werden; dieser, sowie der schwefelsaure Kalk (Gips) wird durch Absetzen oder Filtrieren beseitigt. Die gereinigte Ablauge wird dann in bekannter Weise eingedampft.

Der Extrakt, nach dem zuerst beschriebenen Verfahren (Soda mit Salzsäure) hergestellt, wird seit ungefähr einem Jahr in einer grösseren Gerberei mit Vorteil sowohl im Fass, als auch in der Grube unter Zusatz von 10—20% Quebrachoextrakt wie auch allein verwandt.*)

Ferner ist zu erwähnen, dass die Versuche, die ungereinigte, eingedickte Ablauge gemischt mit Phosphatmehl als Düngermittel (Knöselmehl) zu verwenden, bis jetzt zu

*) Siehe D. R. P. 183315 203648 207776 194872 195643 132224 75351.

praktischen Ergebnissen nicht geführt haben und es sich deshalb erübrigt, weiter darauf einzugehen.

Zum Schluss will ich noch bemerken, dass auch mehrfache eingehende und langjährige Versuche gemacht wurden, aus den Ablaugen ein Futtermittel für Schafe und Rindvieh zu gewinnen. Die Versuche sind von Professor Frank-Charlottenburg und Professor Lehmann in Göttingen gemacht, sind aber nicht zu Ende geführt worden. In jüngster Zeit hat Professor Stutzer in Königsberg diese Frage wieder aufgegriffen, und soweit ich informiert bin, hat er auch günstigere Resultate erzielt.

Schlussbemerkung.

Diese vorliegende Arbeit ist das Resultat von langjährigen Versuchen, die ich in meiner Eigenschaft als Direktor von Papier- und Zellstoffabriken machen konnte, und stammen die ersten Versuche aus der Zeit, als die Sulfit-Zellstoffabrikation nach Ueberwindung der Kinderkrankheiten sich anschickte, den damals nicht geahnten Siegeslauf zu beginnen.

Die lokalen Verhältnisse der mir unterstehenden Fabriken haben mich gezwungen, mein Hauptaugenmerk immer mehr und mehr auf die Abwässer der Zellstoffabriken zu richten, und habe ich seit jener Zeit, wenn auch mit Unterbrechungen, stetig daran gearbeitet, für die alljährlich fallenden ganz enormen Mengen von organischen Substanzen, die den Flussläufen zugeführt werden, eine Verwertung zu finden.

Bei dem Mangel an Interesse, welches dieser Frage damals noch entgegengebracht wurde, und dem Fehlen jedweder einschlägigen Literatur über diesen Gegenstand war ich bei allen meinen Arbeiten auf mich allein angewiesen, und habe ich auch alle diese Versuche ohne jede Hilfe allein durchgeführt, was bei Beurteilung dieser Arbeit zu berücksichtigen ist.

Tabelle I.

Verdampfungsversuch, 5. Juni 1900, von 7 Uhr morgens bis 10 Uhr abends. Lauge mit Soda gereinigt = 4° B.

t_0 = Anfangstemperatur des Heizdampfes.
t_1 = Endtemperatur des Heizdampfes.

Zeit	(Am Kessel.) Heizdampf Druck in Atm.	t_0	t_1	Temperatur der Lauge	Verdampf. Wasser in kg	Kondensierter Heizdampf in kg	Spez. Gewicht der Lauge	Bemerkung
7 h	5	130	105	99° C.			4° B.	
7,10	5 1/4	128	109	„				
7,20	„	127	109	„				
7,30	5 1/4	125	108	„				
7,40	5 1/2	127	109	„				Lauge schäumt stark, hat grosse Neigung zum Ueberkochen.
7,50	„	130	109	„				
8 h	6	130	108	„				
8,10	5 3/4	127	109	„				
8,20	„	127	109	„				
8,30	„	124	108	„				Mittlere Temperaturdifferenz
8,40	5 1/4	118	108	„				
8,50	„	120	108	„				da = 36
9 h	„	122	108	„				de = 9
9,10	„	125	108	„				dm = 19,5
9,20	„	125	108	„				K = 1710
9,30	„	128	108	„				
9,40	„	134	108	„				
9,50	„	153	108	„				Kondensierter Heizdampf = 103 1/2 % der verdampften Wassermenge.
10 h	5 1/2	164	108	„				
10,10	„	162	109	„				
10,20	„	150	108	„				
10,30	„	150	109	„				
10,40	„	150	111	„				
10,50	„	151	112	„				
11 h	5 1/4	146	111	99°	89.3	92	10°B.	
11,10		146	111	99°				Verdampfzeit 8 Std. — da = 38, de = 11, dm = 21,8 — In diesen 8 Std. 150 kg Wasser verdampft K = 1657. Kondensierter Heizdampf 103,6 % vom verdampften Wasser.
11,20		150	112	„				
11,30		153	112	„				
11,40		147	112	98				
11,50		130	111	„				
12 h		134	112	„				
12,10	6	172	112	„				

Zeit	(Am Kessel.) Heizdampf Druck in Atm.	t_0	t_1	Temperatur der Lauge	Verdampf. Wasser in kg	Kondensierter Heizdampf in kg	Spez. Gewicht der Lauge	Bemerkung
12,20	6	170	111	bis 99°				Verdampfzeit 8 Std. — da = 38 de = 11 dm = 21,8 K = 1657 In diesen 8 Std. 150 kg Wasser verdampft. Kondensierter Heizdampf 103 % vom verdampften Wasser.
12,30	„	160	112	„				
12,40	„	155	113	„				
12,50	5 3/4	150	113	„				
1 h	„	145	113	„				
1,10	„	137	112	„				
1,20	„	132	111	„				
1,30	„	130	11	„				
1,40	„	128	112	„				
1,50	„	132	112	„				
2 h	„	130	113	„				
2,10	„	126	113	„				
2,20	„	125	113	„				
2,30	„	125	115	„				
2,40	„	125	112	„				
2,50	„	127	113	„				
3 h	6	140	113	„	180	186 1/2	15°	
3,10	6	145	113	bis 99°				Verdampfzeit 11 St. — da = 39 de = 12 dm = 23 K = 1543. In diesen 11 Stunden sind 243,3 kg Wasser verdampft. Kondensierter Heizdampf 106,8 % von der verdampften Wassermenge.
3,20	„	140	114	„				
3,30	6 1/4	155	114	„				
3,40	6 1/2	160	112	„				
3,50	6	155	112	„				
4 h	5 1/2	145	112	„				
4,10	5 1/4	137	112	„				
4,20	5	134	115	„				
4,30	4 3/4	128	114	„				
4,40	4 3/4	128	114	„				
4,50	4 3/4	130	115	„				
5 h	4 1/2	128	114	„				
5,10	4 1/2	128	113	„				
5,20	4 1/2	133	113	„				
5,30	4 3/4	140	113	„				
5,40	5	140	114	„				
5,50	5	145	116	„				
6 h	5	155	120	98	243,5	260	20° B.	
6,5	5	155	120					
6,10	5	140	115					
6,20	5	137	117					

Zeit	(Am Kessel.) Heizdampf Druck in Atm.	t_0	t_1	Temperatur der Lauge	Verdampf. Wasser in kg	Kondensierter Heizdampf in kg	Spez. Gewicht der Lauge	Bemerkung
6,30	5	140	117					
6,40	5	141	117					
6,50	5 1/4	140	117					
7 h	5 1/4	145	116					
7,10	5 1/4	145	118					
7,20	5	135	114					
7,30	5	130	116					
7,40	5	128	116	100°				Verdampfzeit 15 Std.
7,50	4 3/4	125	116	„				da = 36
8 h	4 3/4	120	118	„				de = 13
8,10	4 3/4	120	116	„				dm = 22,7
8,20	4 3/4	118	115	100 1/2 °				K = 1410.
8,30	4 3/4	119	117	„				Kondensierter Heiz-
8.40	4 3/4	119	116	„				dampf 122 % vom ver-
8,50	4 3/4	115	115	„				dampften Wasser.
9 h	4 3/4	118	118	„				
9,10	4 1/2	116	114	101°				
9,20	4 1/4	115	112	„				
9.30	4 1/2	120	113	„				
9,40	4 1/2	140	124	„				
9,50	4 1/2	140	124	„				
10 h	4 1/2	141	141	„	303	370	34°	

Tabelle II.

Werte von K für verschiedene Konzentrationsgrade der Lauge und die bei diesen Konzentrationsgraden erreichte Wasserverdampfung in Kilogramm per Quadratmeter Heizfläche, 1° Temperaturgefälle △ und 1 Stunde.

4° B.	bis	10° B.	K = 1710	per 1 qm	1° △	1 Std.	= 2,9	kg	verdampf. Wasser
4°	„	„ 15°	„	K = 1657	„	„	„	= 2,68	„	
4°	„	„ 20°	„	K = 1543	„	„	„	= 2,51	„	
4°	„	„ 34°	„	K = 1410	„	„	„	= 2,32	„	
10°	„	„ 15°	„	K = 1545	„	„	„	= 2,51	„	
10°	„	„ 20°	„	K = 1432	„	„	„	= 2,34	„	
15°	„	„ 20°	„	K = 1350	„	„	„	= 2,22	„	
20°	„	„ 34°	„	K = 1017	„	„	„	= 1,75	„	

Tabelle III.

Werte von K für verschiedene Konzentrationsgrade der Endlaugen.

von	4°	bis	10°	K = 1760
„	5½°	„	6½°	K = 1800
„	6°	„	9½°	K = 1806
„	7°	„	8°	K = 1790
„	4°	„	30°	K = 1526
„	4°	„	20°	K = 1550
„	8°	„	15½°	K = 1783
„	16½°	„	28°	K = 1435
20° B.		bis	30°	K = 1349

Tabelle IV.

Bestimmung der Wassermenge, die aus je 1000 kg Abfallauge von der Anfangskonzentration von 4° B. bis 27° B. verdampft werden muss, um 30° B.-Lauge zu erhalten.

a	b	c	d
Aus je	Konzentration der Anfanglauge von	Zu verdampfende Wassermenge in kg	Gewichtsmenge der Endlauge von 30° B. in kg
1000 kg	4° B.	846	154
„	4½° B.	834	166
„	5° B.	818	182
„	5¼° B.	810	190
„	6½° „	778	222
„	7½° „	750	250
„	8½° „	714	286
„	10° B.	667	333
„	12° „	600	400
„	15° „	500	500
„	16° „	449	556
„	19° „	375	625
„	21° „	286	714
„	25° „	167	833
„	27° „	90	910

Tabelle V.

Aus je 1000 kg Lauge von $7^1/_2{}^0$ B. sind kg Wasser zu verdampfen, um Endlaugen von $8^1/_2{}^0$ B. bis 35^0 B. zu erhalten.

Aus je	Anfangslauge von	Zu verdampfendes Wasser in kg	Endlauge	
			in kg	Grad B.
1000 kg	$7^1/_2{}^0$ B.	145	855	$8^1/_2{}^0$
„	„	430	570	$13^1/_2{}^0$
„	„	470	530	14^0
„	„	510	490	15^0
„	„	560	440	16^0
„	„	610	390	$18^1/_2{}^0$
„	„	650	350	21^0
„	„	760	240	30^0
„	„	772	228	32^0
„	„	782	218	34^0
„	„	790	210	35^0

Tabelle VI.

Aus je 1000 kg Lauge von 4^0 B. sind kg Wasser zu verdampfen, um Endlaugen von 10 bis 30^0 B. zu erhalten.

Aus je	Anfangslauge von	Zu verdampfendes Wasser in kg	Endlauge	
			in kg	Grad B.
1000 kg	4^0 B.	530	470	10^0
„	„	695	304	15^0
„	„	766	234	20^0
„	„	845	155	30^0
„	„	865	135	34^0

Tabelle VII.

Aus je 1000 kg Ablauge von 7 bis 14° B. sind Liter Wasser zu verdampfen, um Endlaugen von $28^1/_2{}^0$ B. (= 1,235 spezif. Gewicht) zu bekommen.

a	b	c	d
Aus je	von Grad B.	Sind Wasser zu verdampfen in Ltr.	um kg Endlauge von 28° B. zu erhalten
1000 kg Ablauge	7	750	250
„	8	720	280
„	9	600	310
„	10	660	340
„	$11^1/_4$	625	375
„	13	560	440
„	$14^1/_4$	500	500

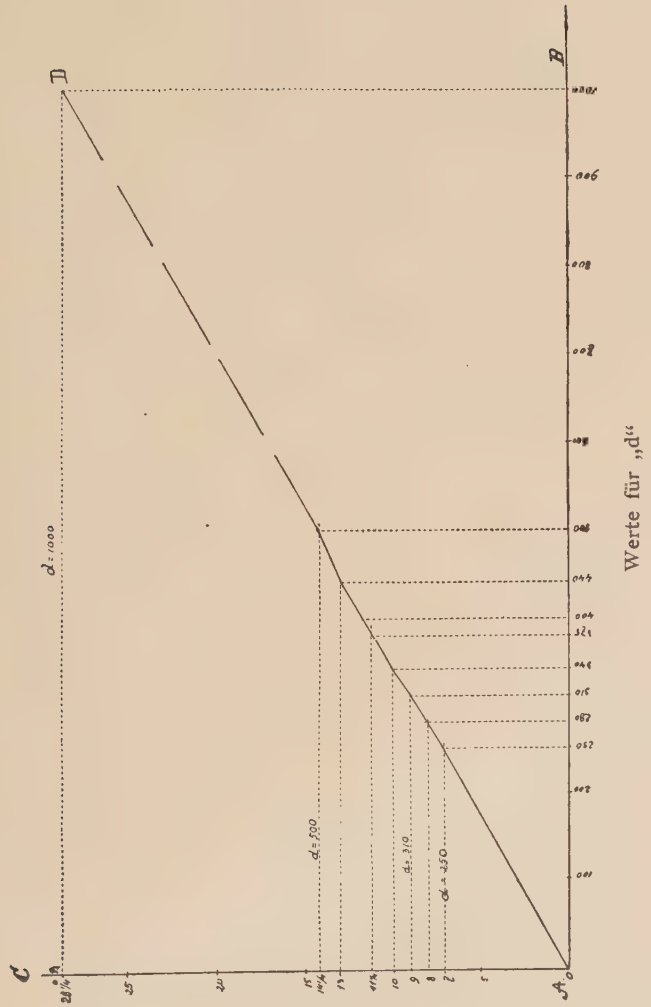
Tabelle VIII.

1000Liter Ablauge von 7,3° B. eingedickt auf

250 Liter	gibt 20° B. Endlauge
170 „	„ 30° B. „
145 „	„ 35° B. „

Tafel X.

Werte für „b“



Tafel IX.

Werte für „b“

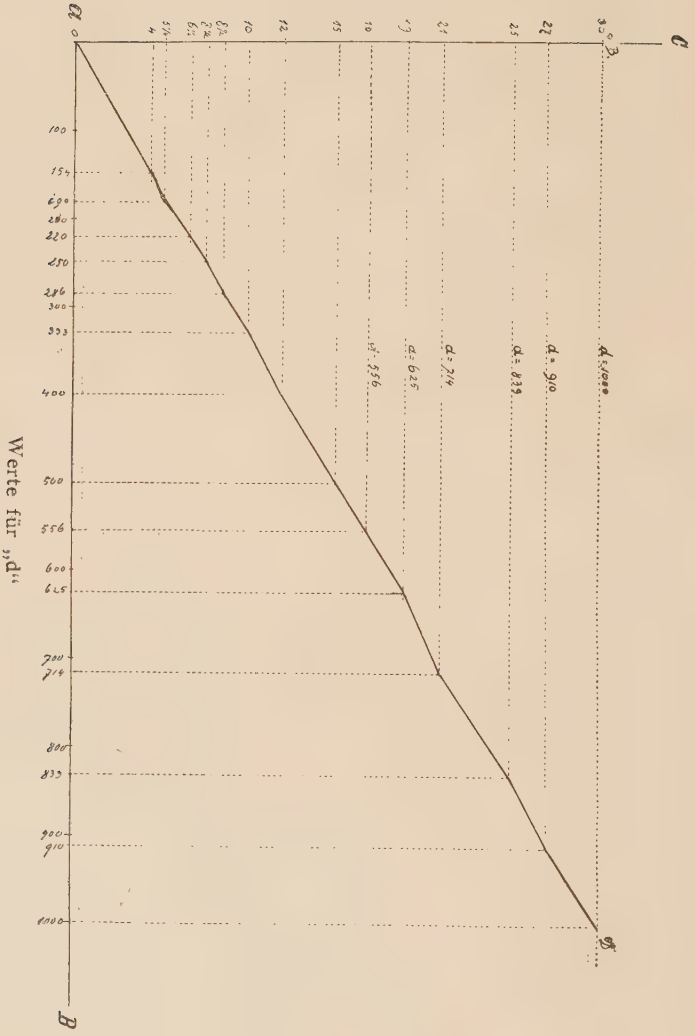


Tabelle XI.

Verdampfungsleistung eines Simple, Double und Triple Effet-Apparates, wenn die Ablauge dem ersten Körper vorgewärmt zugeführt wird mit 85°, 50°, 20° C.

	simple E	double E	triple E.	Lauge vorgewärmt auf
Siedetemperatur im Körper I	50°	85°	97°	
1 kg Heizdampf von 120° C. verdampft per qm und Stunde im	kg	kg	kg	
	0,97	1,92	2,87	85°
	0,914	1,81	2,73	50°
	0,86	1,76	2,57	20°

Heizfläche jeden Körpers = 40 qm, K = 1400 per Quadratmeter und Stunde.

Tabelle XII.

Zusammenstellung der Leistung eines Simple, Double und Triple Effet-Apparates.

	simple Effet	double Effet		triple Effet		
		Körp. I	Körp. II	I	II	III
Heizfläche im I. Körper in qm	40	40	—	40	—	—
II. „ „	—	—	39	—	39	—
III. „ „	—	—	—	—	—	40,6
Wärmeleitgskoeffz. „K“	1400	1400	—	1400	—	—
Heizdampftemp. i. I. Körp.	120	120	—	120	—	—
Siedetemp. in Grad C.	50	85	50	97	74	50
Temperaturdiff. „ „	70	35		23	24	
Temp. der vorgewärmten Ablauge	50	85		85		
Verdampfte Wassermenge im Ganz. i. kg u. 1 Std.	188	181		177,6		
1 kg Heizdampf vom ersten Körper verdampft kg Wasser	0,91	1,9		2,87		

Tabelle XIII.

Tabelle über das spezifische Gewicht eingedickter Ablauge bei verschiedenen Temperaturen. (Mit steigender Temperatur nimmt das spez. Gewicht ab, z. B.: Eine Lauge, die bei 15° C. ein spez. Gewicht von 1,045 hat und $6^1/_2{}^0$ B. wiegt, hat bei 49° C. nur 1,04 spez. Gewicht und wiegt nur 5,5° B.

Grad Beaumé	Spez. Gewicht	Temperatur
5,5°	1,040	49° C
6,5	1,045	15°
6,5°	1,045	52° C
7,25	1,0525	33°
7,50	1,055	27°
7,75	1,0575	18°
9,0°	1,065	28° C
9,25	1,0675	23°
9,50	1,0700	18°
10,25°	1,075	55° C
11,50	1,08	36°
11,75	1,085	27°
12,00	1,090	23°
12,25	1,0925	18°
13,0°	1,1025	47° C
13,5	1,105	36°
14,0	1,1075	26°
14,25	1,11	22°
14,5	1,1125	19°
14,0°	1,1075	54° C
14,5	1,1125	39°
15,0	1,1150	29°
15,5	1,120	25°
15,75	1,1225	18°
14,5°	1,1125	54° C
15,0	1,115	43°
15,75	1,1225	24°
18,25°	1,1475	56° C
19,00	1,15	40°
19,50	1,155	28°
20,0	1,16	23°
20,25	1,1625	18°

Grad Beaumé	Spez. Gewicht	Temperatur
21,00°	1,17	55° C
21,75	1,1775	38°
22,0	1,18	31°
22,5	1,185	24°
22,75	1,1875	17°
23,00°	1,1875	55° C
23,75	1,1950	45°
24,25	1,20	36°
24,75	1,205	30°
25	1,2075	20°
26,50°	1,225	58° C
27,0	1,23	41°
27,5	1,235	31°
28,5	1,245	21°
27,5°	1,235	59° C
28,25	1,2425	41°
28,5	1,245	34°
29,25	1,2525	20°
29,25°	1,2525	57° C
29,75	1,2575	45°
30,5	1,265	33°
31,25	1,275	20°
31,25°	1,275	52° C
32,0	1,2825	36°
32,25	1,2875	28°
32,75	1,29	22°
34,25°	1,31	62° C
35,0	1,3175	51°
35,5	1,3225	34°
36,25	1,3325	20°
36,5°	1,335	66° C
37,5	1,3475	45°
39,0	1,3675	33°
43,0	1,4200	20°

Tabelle XIV.
Flüssigkeitssäule bei verschied. Vakuum und spez. Gewichte.

Vakuum in Cm.	0° Bé.	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	Siedetemp. vom Wasser	Verdampfungswärme in Cal.
76	10,33	9,97	9,61	9,25	8,89	8,54	8,19	7,85	7,39	7,10	6.75	6,40	6,03	45°	
70	9,52	9,19	8,86	8,53	8,19	7,87	7,54	7,23	6,90	6,54	6,20	5,90	5,55	47	
65	8,84	8,53	8,22	7,92	7,61	7,31	7,00	6,67	6,32	6,20	5,77	5,47	5,15	53	569,6
60	8,16	7.88	7,59	7.31	7,02	6,74	6,46	6,20	5,83	5,61	5,32	5,05	4.76	61	564,0
55	7,48	7,22	6,96	6,70	6,44	6,18	5,92	5.68	5.45	5,23	4,97	4,72	4,44	67	560
50	6,80	6,56	6,33	6,09	5,85	5,62	5,38	5,17	4,86	4,67	4,44	4,21	3,97	72	556,2
45	6,12	5,90	5,70	5,48	5,27	5,06	4,84	4,65	4,37	4,20	3,99	3,79	3,55	77	552,7
40	5,42	5,25	5,07	4,87	4,68	4,50	4,30	4,13	3,88	3,73	3,55	3,36	3,17	80	550,6
35	4,76	4,60	4,43	4,27	4,10	3,94	3,77	3,62	3,45	3.27	3,10	2,95	2,78	84	547,8
30	4,08	3,94	3,80	3,66	3,51	3,37	3,23	3,10	2,92	2,80	2.66	2,52	2,38	87	545,7
25	3,40	3,28	3,17	3,05	2,92	2,86	2,69	2,58	2.43	2,33	2,22	2,11	1,98	89	544,3
20														92	542,2
15														94	540,7
10														96	539,3
5														98	537,9
0														100	536

Tabelle XV.

Verdampfungsversuche im Zirkulations-Vakuum-Apparat mit gereinigten Zellstoff-Ablaugen.

I.

April 1908 — Simple Effet-Apparat (Fig. 10)

Spezifisches Gewicht der Anfanglauge	12° B.
Grösse der Heizfläche (Kupferröhren)	40 qm
Temperatur der zufliessenden Lauge	12°
„ „ Lauge im Heizkörper (C)	91°
„ „ „ „ Ablaufrohr (H)	85°
Temperaturdifferenz mithin (91—85)	6°
Heizdampftemperatur (Eintritt)	109°
„ (Austritt)	100°
Mittlere Temperaturdifferenz zwischen Heizdampf und der eintretenden Lauge im Heizkörper (nach 23) (dm)	15½°
Wasserverdampfung per Stunde (gemessen)	390 kg
Nach der Umlaufgeschwindigkeit berechnete Wassermenge	372 kg
Verdampfte Wassermenge bezogen auf 1 qm, Stunde und 1° Temperaturdifferenz	1,62 kg
Berechneter Wert von „K“	1244
Nach Tabelle 2 soll „K“ betragen	1545
Mithin Nutzeffekt	81%

Berechnung:

Die 390 kg stündliche Wasserverdampfung erfordern bei der Verdampfungstemperatur von 85° C.:

$390 \times (606 + 0{,}305 \times 85) - 85 =$

$390 \times 547 = 213330$ Kalorien

Zur Erwärmung von 6977 l Ablauge um 80° C. sind nötig $= 558160$ „

somit im ganzen $= 771490$ Kalorien

Mithin musste die Heizfläche in 1 Stunde 771490 Kalorien übertragen.

K berechnet sich nach:

$$\frac{Q}{F \cdot dm} = K$$

demnach:

$$\frac{771490}{620} = 1244$$

Tabelle XVI.

II.

Mai 1908

Spezifisches Gewicht der Anfanglauge	15° B.
Grösse der Heizfläche (Kupferröhren)	40 qm
Temperatur der zufliessenden Lauge	90°
„ „ Lauge im Heizkörper (C)	99°
„ „ „ im Ablaufrohr (H)	90°
Temperaturdifferenz mithin (99—90)	9°
Heizdampftemperatur (Eintritt)	108
„ (Austritt)	100
Mittlere Temperaturdifferenz zwischen Heizdampf und der eintretenden Lauge im Heizkörper .	9
Wasserverdampfung per Stunde (gemessen) . . .	605 kg
Verdampfte Wassermenge bezogen auf 1 qm, Stunde und 1° Temperaturdifferenz	1,65 kg
Berechneter Wert von „K“	1055
Nach Tabelle 2 soll „K“ betragen	1350
Mithin Nutzeffekt	78%

Berechnung:

Die 605 kg stündliche Wasserverdampfung erfordern:
bei der Verdampfungstemperatur von 90° = 328518 Kalorien
zur Erwärmung von 5735 l Ablauge um
9° C. sind nötig = 51615 „

somit im ganzen = 380130 Kalorien

Mithin musste die Heizfläche in 1 Stunde 380130 Kalorien übertragen.

K berechnet sich nach:

$$\frac{Q}{F \cdot dm} = K$$

$$\frac{380130}{360} = 1055$$

Die höhere Verdampfungsziffer in kg Wasser bei diesem Versuche gegenüber dem vorhergehenden Versuche rührt daher, dass die zufliessende Lauge eine Temperatur von 90° hatte, gegenüber der Temperatur von 12° im ersten Versuche.

Tabelle XVII.

III.

Mai 1908

Spezifisches Gewicht der Anfanglauge	$12^1/_2{}^0$ B.
Grösse der Heizfläche (Hartbleiröhren von 6 mm Wandstärke)	20 qm
Temperatur der zufliessenden Lauge	98^0
„ „ Lauge im Heizkörper (C)	98^0
„ „ „ im Ablaufrohr (H)	83^0
Temperaturdifferenz mithin (98—83)	15^0
Heizdampftemperatur (Eintritt)	148^0
„ (Austritt)	100^0
Mittlere Temperaturdifferenz zwischen Heizdampf und der eintretenden Lauge im Heizkörper .	32
Wasserverdampfung pro Stunde (gemessen) . . .	645 kg
Verdampfte Wassermenge per 1 qm Heizfläche, 1 Stunde, 1^0 Temperaturdifferenz	2,1 kg
Berechneter Wert von „K“ für Hartbleiröhren . .	552
„ „ von „K“ umgerechnet auf Kupferröhren von 2 mm Wandstärke (nach Tabelle 18) ca.	1570

Eine Zahl, die mit Tabelle 2 gut übereinstimmt.

Tabelle XVIII.

IV.

Bestimmung des Wärmeleitungskoeffizienten K für Wasserverdampfung mit Röhren aus Kupfer von ca. 2 mm Wandstärke und für Röhren aus Hartblei von 2 mm und 6 mm Wandstärke.

Für Kupferröhren betrug K durchschnittlich	4012
Für Hartbleiröhren von 2 mm Wandstärke betrug K durchschnittlich	3110
Für Hartbleiröhren von 6 mm Wandstärke betrug K durchschnittlich	1400

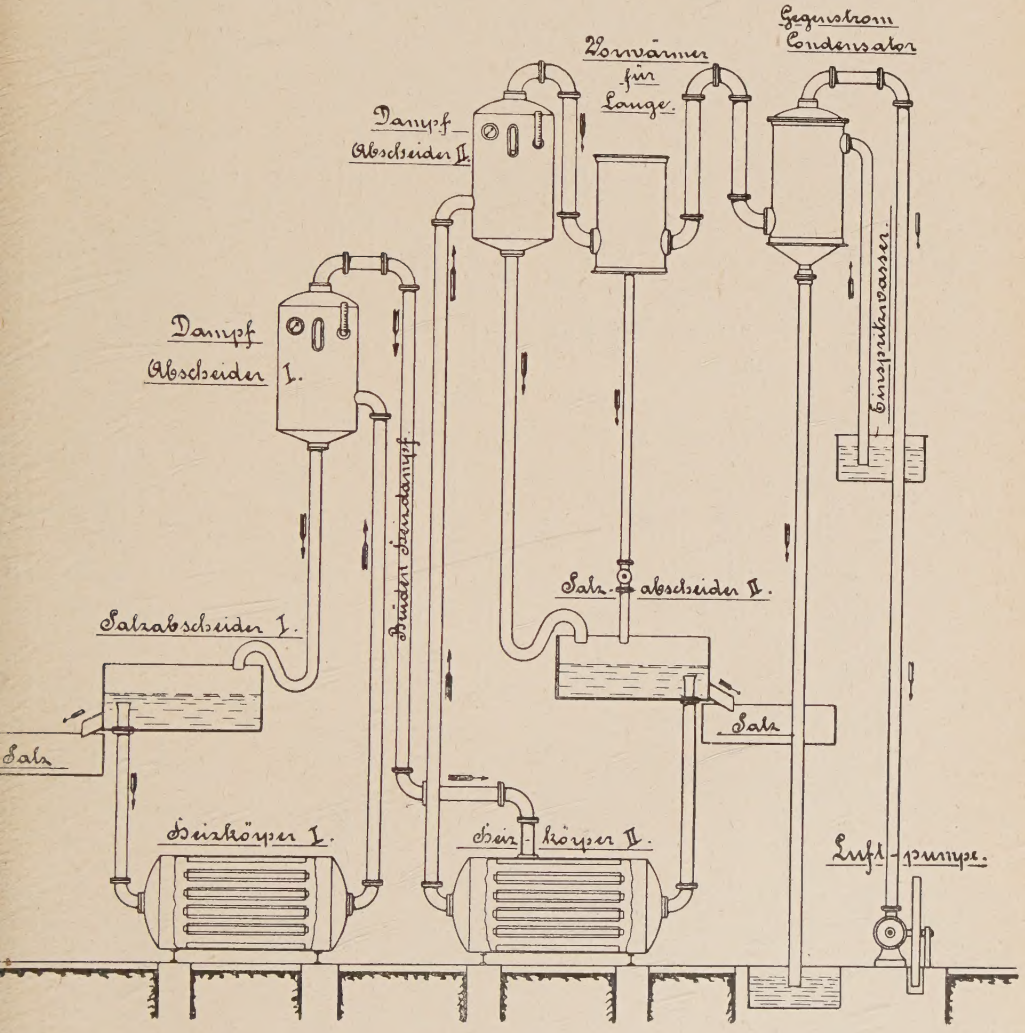
(Hartbleiröhren mit 2 mm Wandstärke können in praktischen Betrieben für Heizzwecke nicht verwandt werden.)

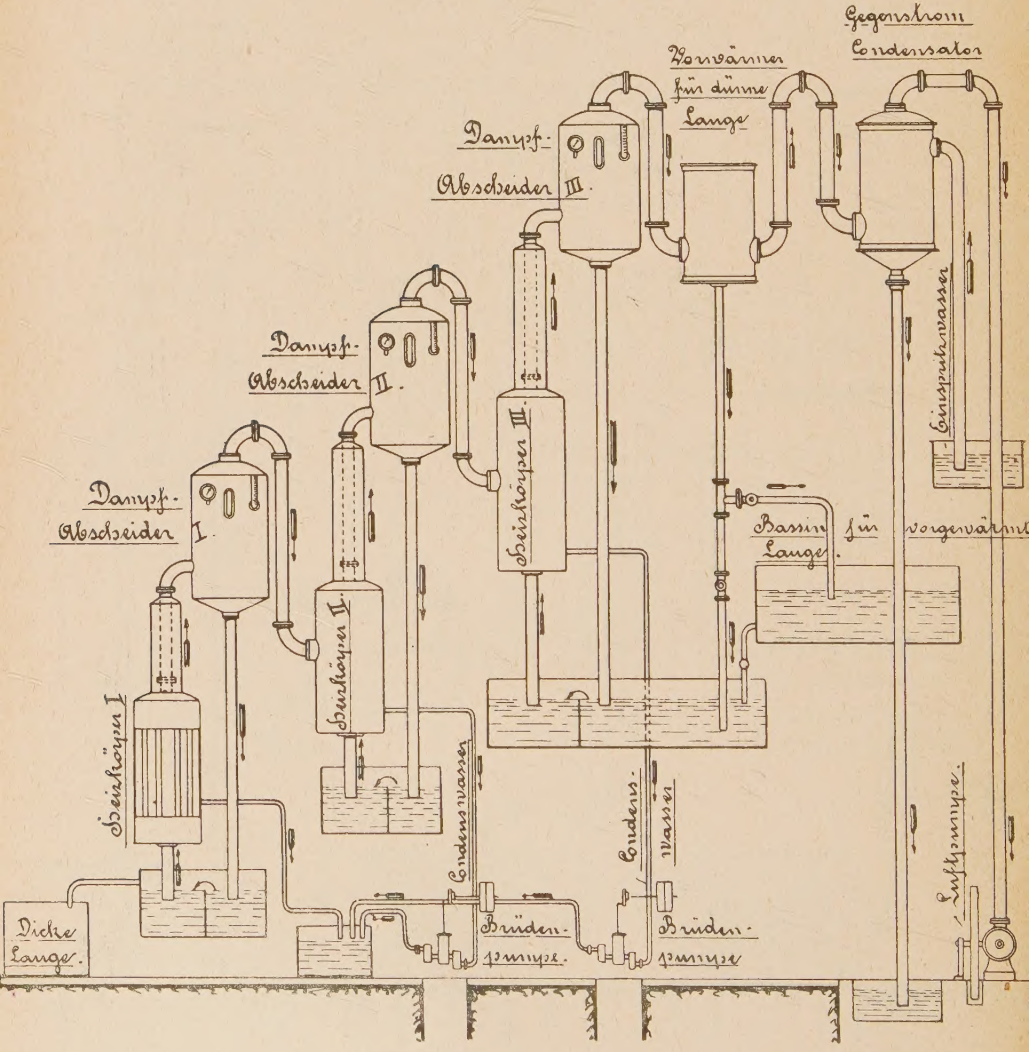
Es gibt demnach ein Hartbleirohr (Kocherheizrohr) von 6—7 mm Wandstärke und 20 mm lichtem Durchmesser nur etwa 35% Verdampfleistung gegenüber einem Kupferrohr von 2 mm Wandstärke.

Man sieht hieraus, wie ungünstig der Wirkungsgrad von Hartblei-Heizröhren ist, und man wird nur dann zu Bleiröhren greifen, wenn man aus technischen Gründen Röhren von anderem Material, wie Kupfer, Bronze usw. nicht verwenden kann.

Tafel XIX.

Zweikörper-Apparat mit kontinuierlicher Salzausscheidung.
(Neuer Zirkulations-Vakuum-Verdampfapparat System Kumpf-miller-Schultgen. D. R. P. 90071.)



Tafel XX.

Dreikörper-Verdampfapparat für Sulfit-Ablaugen.
(Neuer Zirkulations-Vakuum-Verdampfapparat System Kumpf-miller-Schultgen. D. R. P. 90071.)